

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN
EN LA SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE
PARAFINAS LINEALES DENTRO DEL
RANGO DE LAS NAFTAS LIGERAS

Autor: Alejandro ALCONCHEL MONTES

Fecha: Marzo 2015





FACULTAD DE CIENCIAS

TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO



RESUMEN DEL PROYECTO FIN DE CARRERA

***“DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN EN
LA SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE PARAFINAS
LINEALES DEL RANGO DE LAS NAFTAS LIGERAS”***

AUTOR:

D. ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES

TUTOR:

D. CASIMIRO MANTELL SERRANO

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TECNOLOGÍA DE
ALIMENTOS**

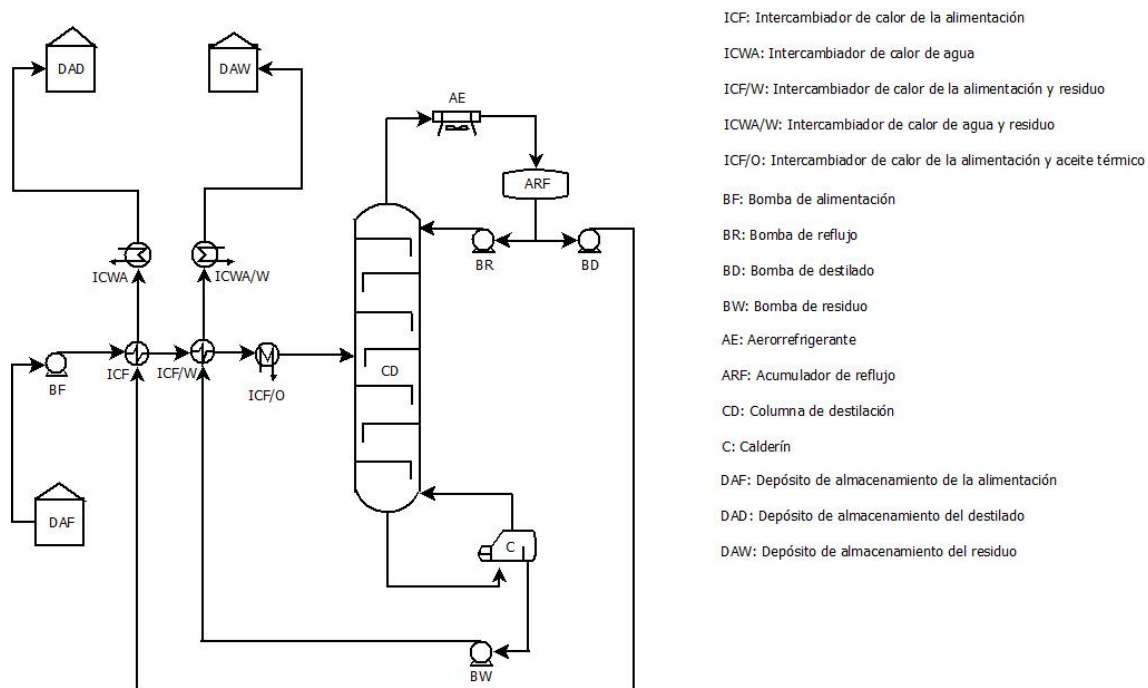
La alimentación que recibe la unidad proyectada está comprendida por las *parafinas lineales obtenidas a partir de la fracción de naftas ligeras de refinería*, una vez se ha eliminado de éstas, en etapas precedentes, el azufre, ciertos compuestos aromáticos, parafinas ramificadas y otras impurezas.

Dicha alimentación, con un caudal de *1000 ton/día*, distribuidos en 5 *componentes*, consta de una composición aproximada de 7,9% en n-pentano, 31,3% en n-hexano, 35,4% en n-heptano, 16,5% en n-octano y 8,9% en n-nonano; todo en porcentajes molares; y para este proyecto se admite que es suministrada a su temperatura de burbuja, esto es, *110 °C* (a 2 atm, que supone la presión promedio de trabajo).

Se propone la fabricación de un depósito de almacenamiento en que se depositaría esta alimentación previa entrada a la columna, a temperatura ambiente (20 °C); la existencia de este depósito sería almacenar una alimentación equivalente a 3 días de operación a fin de que la planta pueda seguir operando si el suministro de la misma se ve interrumpido.

La alimentación es impulsada mediante una bomba (BF – bomba de alimentación) hasta la columna. Se realizará la instalación de un intercambiador entre la fuente de suministro y la columna de destilación (necesario si se ha almacenar previamente la alimentación, ya que se almacena como líquido subenfriado a una temperatura muy inferior a la de burbuja), a fin de llevar la alimentación hasta la temperatura de operación requerida; esta temperatura, para evitar problemas de cavitación en los dispositivos de impulsión, será unos 2 °C inferior a la de burbuja de la alimentación (110 °C); a esta temperatura puede admitirse, desde el punto de vista de la operación de la columna, que la alimentación es líquido saturado. Respecto al intercambiador citado, será un líquido-líquido.

En el siguiente diagrama de flujo se expone lo escrito anteriormente:



Fluidos auxiliares

- **Therminol 66:** es el fluido de transferencia térmica de fase líquida más famoso en todo el mundo por su alta temperatura de trabajo. Por este motivo, se emplea, a una temperatura máxima de 355 °C como agente calefactor en el calderín y en el último intercambiador de la alimentación. Existe un circuito de este aceite térmico constituido básicamente por un sistema de bombeo, de conducciones y un horno.
- **Agua:** es empleada como agente refrigerante en intercambiadores cuya corriente a enfriar se encuentra a una temperatura relativamente no muy alta. Su temperatura de uno es de unos 20 °C y, al igual que ocurría con el Therminol 66, existe un circuito interno de suministro de agua; ninguno de estos dos circuitos será diseñado en el presente proyecto.
- **Aire atmosférico:** es empleado como agente refrigerante en el intercambiador de cabeza de columna (aerorrefrigerante). Aunque en principio su temperatura depende de las condiciones ambientales, se supondrá como temperatura de uno 30 °C, ya que se considera que, en condiciones climatológicas estables, se corresponde con la situación más desfavorable.

La selección de la asociación de intercambiadores dependerá de la temperatura a la que llegue la alimentación (como se ha citado, en este proyecto se considera directamente líquido saturado). Estos intercambiadores de calor aparecen identificados como cambiador ICF/D (alimentación-destilado de la columna) y ICF/W (alimentación-residuo de la columna), enfriadores como ICWA/D (alimentación-destilado de la columna) y ICWA/W (alimentación-residuo de la columna) y el calentador ICF/O (alimentación-aceite térmico).

Siguiendo con el diagrama, la alimentación llega a la columna, entrando entre los platos 15 y 16, cayendo sobre este último dado que es líquida. Tras la operación unitaria de la destilación, se retiran dos corrientes: un líquido por colas, y un vapor por cabeza.

- El **líquido** se introduce en un rehervidor (que usa aceite térmico como agente calefactor) donde se generan dos corrientes: un vapor que se recircula a la columna y un líquido en equilibrio con ese vapor, que se denomina residuo, el cual se dirige hacia el intercambiador de calor ICF/W; un segundo intercambiador con agua a temperatura ambiente (unos 20 °C), ICWA/W el cual lleva la temperatura del residuo hasta el valor adecuado para almacenarlo en el depósito de almacenamiento DAW.
- El **vapor** se introduce en un aerorrefrigerante, que funciona como condensador total. De éste salen dos corriente: el reflujo, esto es, una parte del condensado vuelve a la columna; y el destilado. Se requieren, por tanto, dos bombas (BR y BD), una para impulsar cada corriente. Destaca la presencia de un acumulador de reflujo (ARF), cuya finalidad es almacenar en su interior el líquido una vez condensado durante un corto periodo de tiempo (unos 15 minutos) para garantizar que las bombas van a impulsar líquido.

Memoria

1. Objeto	5
2. Justificación del proyecto	5
3. Alcance del proyecto	6
4. ¿Por qué el diseño de una columna de destilación?	6
5. Normas y referencias	7
5.1. Disposiciones legales y normas aplicadas	7
5.2. Bibliografía	9
5.3. Material de apoyo	11
6. Abreviaturas y aclaraciones	11
6.1. Listado de abreviaturas	11
6.2. Aclaraciones	13
7. Descripción general de la unidad proyectada	14
7.1. Diagrama de bloques	14
7.2. Descripción del proceso	14
8. Requisitos de diseño	16
9. Análisis de soluciones y resultados finales	18
9.1. La operación unitaria de la destilación. Método de resolución	18
9.1.1. Equilibrio termodinámico de la columna de destilación	20
9.1.2. Diseño hidráulico de la columna de destilación	20
9.1.3. Diseño mecánico de la columna de destilación	22
9.1.4. Seguridad de la columna de destilación	29
9.1.5. Mejora ambiental	32
9.2. Recopilación de resultados de la columna de destilación	33
9.2.1. Introducción. Características principales y equipos	33
9.2.2. Condiciones de operación de la columna de destilación	34

9.2.3. Especificaciones. Composición, caudal y temperatura de las corrientes de entrada (D) y salida (W)	35
9.2.4. Número de platos reales, número de etapas y plato de alimentación	36
9.2.5. Diseño hidráulico de la columna de destilación	38
9.2.6. Diseño mecánico de la columna de destilación	38
9.2.7. Diagrama resuelto de la columna de destilación	39
9.3. Equipos de transmisión de calor	40
9.3.1. Introducción. Transferencia de calor	40
9.3.2. Intercambiadores de carcasa y tubos	41
9.3.2.1. Introducción. Reglamento y códigos	41
9.3.2.2. Funcionamiento y características generales de los intercambiadores de carcasa y tubos	42
9.3.2.3. Intercambiadores de calor líquido-líquido	49
9.3.2.3.1. Intercambiadores líquido-líquido: Cambiadores	51
9.3.2.3.1.1. Cambiador ICF	51
9.3.2.3.1.2. Cambiador ICF/W	53
9.3.2.3.2. Intercambiadores líquido-líquido: Calentador ICF/O	55
9.3.2.3.3. Intercambiadores líquido-líquido: Enfriadores	57
9.3.2.3.3.1. Enfriador ICWA	57
9.3.2.3.3.2. Enfriador ICWA/W	60
9.3.2.4. Calderín	61
9.3.2.5. Aerorefrigerante	67
9.3.2.5.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	67
9.3.2.5.2. Caudales y composición de las corrientes	72

9.3.2.5.3. Especificaciones del aerorrefrigerante	73
9.4. Acumuladores de reflujo	74
9.4.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	74
9.4.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico	75
9.4.3. Especificaciones particulares del acumulador de reflujo	78
9.5. Depósitos de almacenamiento, DA	79
9.5.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	79
9.5.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico	80
9.5.3. Especificaciones particulares de cada depósito de almacenamiento	85
9.5.3.1. Depósito de almacenamiento DAF	85
9.5.3.2. Depósito de almacenamiento DAD	86
9.5.3.3. Depósito de almacenamiento DAR	86
9.5.4. Sistema de protección contra incendios	87
9.5.5.1. Extintores	87
9.5.5.2. Equipos auxiliares	87
9.5.5.3. cubeto de retención	88
9.6. Sistemas de tuberías y bombeo	91
9.6.1. Sistemas de tuberías	92
9.6.2. Reglamentos y códigos de construcción	92
9.6.3. Aspectos generales de los sistemas de conducción	93
9.6.4. Dimensionamiento mecánico e hidráulico de las conducciones	99
9.6.5. Sistemas de bombeo	101
9.6.5.1. Introducción	101
9.6.5.2. Normas más comunes para el diseño y aplicación de las bombas	102

9.6.5.3. Parámetros de selección de las bombas	102
9.6.5.4. Problemas en el funcionamiento de las bombas y medidas adoptadas	103
9.6.5.5. Especificaciones de las bombas	105
10. Control del proceso	107
10.1. Sistema de control en planta	114
10.1.1. Sistema de control de caudal del DAF	116
10.1.2. Sistema de control de caudal de alimentación a la planta	117
10.1.3. Sistema de control de la temperatura de entrada de la alimentación a la columna	118
10.1.4. Sistema de control de la presión en cabeza de columna	119
10.1.5. Sistema de control de la temperatura de salida del producto de cabeza	119
10.1.6. Sistema de control de la composición del destilado de la columna	121
10.1.7. Sistema de control del nivel de líquido en el ARF	123
10.1.8. Sistema de control del nivel de líquido en el fondo de la columna	124
10.1.9. Sistema de control de la composición del residuo de la columna	125
10.1.10. Sistema de control de líquido en el calderín	126
10.1.11. Sistema de control de temperatura a la entrada del DAD	127
10.1.12. Sistema de control de temperatura a la entrada del DAW	128
10.1.13. Sistema de control de nivel de líquido en los DA	128

Anexo I. Propiedades físicas

1. Introducción	133
2. Parafinas lineales	133
2.1. Propiedades físicas de partida	133
2.2. Procedimiento de estimación de propiedades físicas	134
2.2.1. Temperatura de ebullición a 2 atm	134
2.2.2. Masa molecular de la mezcla	135
2.2.3. Densidad	136
2.2.3.1. Densidad de líquido puro saturado	136
2.2.3.2. Densidad de mezcla líquida saturada	138
2.2.3.3. Densidad de vapor saturado puro	139
2.2.3.4. Densidad de vapor en una mezcla saturada	141
2.2.4. Tensión superficial de la mezcla	141
2.2.5. Viscosidad del vapor	143
2.2.5.1. Viscosidad de una mezcla de vapores a baja presiones	144
2.2.5.2. Viscosidad del vapor puro a bajas presiones	145
2.2.6. Viscosidad del líquido	146
2.2.6.1. Viscosidad de una mezcla de líquidos	146
2.2.6.2. Viscosidad de líquido puro	147
2.2.7. Capacidad calorífica	148
2.2.7.1. Capacidad calorífica de líquidos puros	148
2.2.7.2. Capacidad calorífica de mezclas líquidas	149
2.2.8. Calor latente	149
2.2.8.1. Calor latente de líquidos o vapores puros	149
2.2.8.2. Calor latente de una mezcla líquida o vapor	150

2.2.9. Conductividad térmica	150
2.2.9.1. Conductividad térmica de líquidos puros	150
2.2.9.2. Conductividad térmica de mezclas líquidas	151
2.2.10. Punto de inflamabilidad	151
2.2.10.1. Punto de inflamabilidad de líquidos puros	151
2.2.10.2. Punto de inflamabilidad de mezclas líquidas	152
3. Cálculo de propiedades físicas	152
4. Fluidos auxiliares	174

Anexo II. Equilibrio de fases

1. Coeficiente de reparto o constante de equilibrio de fases, $K_{i,T,P}$	182
2. Balances de materia	183
3. Presión de operación y tipo de condensador.	185
4. Determinación del número de etapas	190
4.1. Método FUG	190
4.1.1 Número mínimo de etapas de equilibrio	191
4.1.2. Reflujo mínimo para un sistema de clase 2	194
4.1.3. Relación de reflujo real y n° de etapas de equilibrio	195
4.1.4. Localización del plato de alimentación	197
4.2. Método etapa a etapa	198

Anexo III. Diseño hidráulico de la columna

1. Introducción	211
2. Pasos a seguir en el dimensionamiento de los platos	211
2.1 Límite superior: Velocidad de inundación	213
2.2 Límite inferior: Velocidad de lloriqueo	214
2.3 Intervalo de velocidad de inundación	214
2.4 Área neta y área total	214
2.5 Resto de dimensiones y características	215
3. Cálculo de dimensiones	217
4. Primeras comprobaciones	218
4.1 Lloriqueo	218
4.2 Carga en el vertedero	218
4.3 Carga de líquido	219
4.4 Arrastre por espuma	219
5. Pérdidas de carga	220
6. Recopilación de resultados para el plato 9	224
7. Recopilación y comprobación del diseño hidráulico	227
8. Eficacia global de la columna	228

Anexo IV. Diseño mecánico de la columna

1. Introducción	232
2. Cálculo del espesor de la columna	235
2.1. Presión interna	235
2.2. Carga por viento	238
2.3. Espesor de la carcasa	242
2.4. Selección de fondos y cálculo de su espesor	243
2.4.1. Tipo de fondo y características generales	243
2.4.2. Cálculo del espesor de los fondos	243
2.4.2.1. Presión interna	244
2.4.2.2. Presión del viento	244
2.4.2.3. Espesor resultante	245
2.5. Espesor del termoaislante y acabado	245
2.6. Diámetros exteriores definidos	246
3. Diseño del espesor del faldón	247
3.1. Carga por viento	249
3.2. Carga por peso de la columna	250
3.2.1. Peso de la armadura	251
3.2.2. Peso del agua de prueba	253
3.2.3. Peso total del sistema lleno de agua	253
3.2.4. Espesor del faldón por peso de la torre	254
3.3. Espesor total del faldón	254
4. categoría de la columna	254

Anexo V. Equipos de transmisión de calor

1. Intercambiadores de carcasa y tubos	259
1.1. Calderín	262
1.1.1. Dimensionamiento del calderín	262
1.1.2. Diseño mecánico	275
1.2. Intercambiadores de calor líquido-líquido	280
1.2.1. Intercambiador líquido-líquido ICF	280
1.2.1.1. Dimensionamiento del cambiador ICF	281
1.2.1.2. Diseño mecánico del cambiador ICF	291
1.2.2. Intercambiador líquido-líquido ICF/W	295
1.2.2.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/W	295
1.2.3. Intercambiador líquido-líquido ICF/O	296
1.2.3.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/O	296
1.2.3.2. Diseño mecánico del cambiador ICF/O	297
1.2.4. Intercambiador líquido-líquido ICWA	297
1.2.4.1. Dimensionamiento del cambiador ICWA	297
1.2.4.2. Diseño mecánico del cambiador ICWA	298
1.2.5. Intercambiador líquido-líquido ICWA/W	298
1.2.5.1. Dimensionamiento del cambiador ICWA/W	298
1.2.5.2. Diseño mecánico del cambiador ICWA/W	299
1.3. Aerorefrigerante	299
1.3.1. Dimensionamiento del aerorefrigerante	301
1.3.2. Categoría del aerorefrigerante	320

Anexo VI. Acumulador de reflujo

1. Introducción	324
1.1. Código de construcción	324
1.2. Corrosión	324
1.3. Eficiencia de la soldadura	324
1.4. Tipo de material	324
2. Pasos para el dimensionamiento del acumulador de reflujo	325
2.1. Caudal del fluido de operación	325
2.2. Estimación de la capacidad del acumulador de reflujo	326
2.3. Exposición de los datos básicos "mecánicos"	327
2.3.1. Presión de diseño	327
2.3.2. Temperatura de diseño	327
2.3.3. Tensión máxima admisible	327
2.4. Dimensiones óptimas del acumulador de reflujo	327
2.5. Tipo y cálculo de fondo	329
2.6. Espesor del acumulador de reflujo	330
2.6.1. Envolvente cilíndrica	330
2.6.2. Fondo toriesférico Kloppe	330
2.7. Características técnicas del fondo y dimensiones	331
2.8. Cálculo del espesor del aislante del acumulador de reflujo	332
2.9. Características del soporte	332
2.9.1. Peso total del armado	332
2.9.2. Peso total del líquido de operación	334
2.10. Comprobación de la prueba de presión	336
2.11. Categoría del equipo	337
2.11.1. Potencial de riesgo	337
2.11.2. Características de los fluidos	337

Anexo VII. Depósitos de almacenamiento

1. Introducción	340
1.1. Código de construcción	340
1.2. Corrosión	340
1.3. Tipo de material	342
1.4. Esfuerzos permisibles por condiciones de diseño y de prueba hidrostática	342
2. Depósito de almacenamiento del destilado de la columna DAD	343
3. Depósito de almacenamiento del residuo de la columna DAW	357
4. Depósito de almacenamiento de la alimentación a la columna DAF	361
5. Cálculos de cubetos	365

Anexo VIII. Sistemas de tubería y bombeo

1. Principios para el diseño. Tramos de tubería a considerar	371
2. Determinación del diámetro óptimo de la conducción	371
2.1. Diámetro exterior	372
2.2. Espesor del termoaislante	375
2.3. Diseño mecánico	376
2.4. Velocidad de flujo	380
2.5. Pérdida de carga	380
2.6. Altura de aspiración neta positiva disponible $NPSH_d$	385
2.7. Cálculos	389

Presupuesto

1. Introducción	447
2. Coste de inmovilizado principal	447
2.1. Columna de destilación	447
2.2. Intercambiadores de carcasa y tubos	447
2.3. Aerorrefrigerante	448
2.4. Acumulador de reflujo	448
2.5. Depósitos de almacenamiento	448
2.6. Bombas de impulsión	448
3. Coste total de la unidad	448

Anexo al presupuesto

1. Introducción	450
2. Columna de destilación	452
2.1. Método de estimación de costes de inmovilizado	452
2.1.1. Cuerpo principal (año base 1979)	452
2.1.2. Platos (año base 1987)	453
2.1.3. Bocas de hombre (año 1997)	454
2.1.4. Plataformas y barandillas (año base 1997)	454
2.1.5. Escalera (año base 1997)	456
2.1.6. Precio del conjunto	456
2.2. Estimación del coste de la columna	456
2.2.1. Cuerpo principal	456
2.2.2. Platos	457
2.2.3. Bocas de hombre	457

2.2.4. Plataformas y barandillas	457
2.2.5. Escalera	458
2.2.6. Precio del conjunto	458
3. Equipos de transmisión de calor	459
3.1. Intercambiadores de calor de carcasa y tubos	459
3.2. Aerorefrigerante	463
4. Acumulador de reflujo	464
5. Depósitos de almacenamiento	466
5.1. Depósito de almacenamiento DAD	467
5.2. Depósito de almacenamiento DAW	469
5.3. Depósito de almacenamiento DAF	470
6. Bombas de impulsión	471

Pliego de condiciones

1. Disposiciones generales	402
1.1. Objetivo del pliego de condiciones	402
1.2. Obras accesorias no especificadas en el proyecto	402
1.3. Documentos que definen las obras	403
1.4. Contradicciones	403
2. Condiciones de índole facultativa	404
2.1. Dirección facultativa	404
2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista	405
2.2.1. Representación del contratista	405
2.2.2. Presencia del contratista en la obra	406
2.2.3. Gastos de cuenta del contratista	406
2.2.4. Oficina en la obra	407
2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto	407
2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto	408
2.2.7. Información del contratista a subcontratas e instaladores	408
2.2.8. Copias de documentos	408
2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa	409
2.2.10. Libro de órdenes	409
2.2.11. Residencia del contratista	409
2.2.12. Despido del contratista	410
2.3. Obras y su ejecución	410
2.3.1. Replanteo de la obra	410
2.3.2. Calendario de trabajo	411
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución	412

2.3.4. Prórroga por causa de fuera mayor	412
2.3.5. Maquinaria	413
2.3.6. Ensayos	413
2.3.7. Materiales	414
2.3.8. Acopios	415
2.3.9. Trabajos nocturnos	417
2.3.10. Accidentes de trabajo	417
2.3.11. Descanso en días festivos	418
2.3.12. Trabajos defectuosos o no autorizados	418
2.3.13. Señalización de las obras	418
2.3.14. Precauciones especiales	419
2.3.15. Personal técnico	419
2.4. Recepción provisional	420
2.5. Plazo de garantías	421
2.6. Recepción definitiva	421
3. Condiciones de índole económica	423
3.1. Percepción económica del contratista	423
3.2. Garantía de cumplimiento	423
3.3. Finanzas	423
3.4. Personalizaciones y bonificaciones	424
3.5. Precios	424
3.5.1. Precios unitarios	424
3.5.2. Precios descompuestos	425
3.5.3. Precios no contratados	426
3.5.4. Variaciones en los precios unitarios	427
3.6. Valoración y abono de los trabajos	427
3.6.1. Valoración de la obra	427

3.6.2. Valoración de obras incompletas	428
3.6.3. Abono de unidades de obras ejecutadas	428
3.6.4. Liquidaciones parciales	428
3.6.5. Liquidación general	428
3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales	428
3.6.7. Pagos	429
3.6.8. Suspensión por retraso de pagos	429
3.7. Seguros	429
4. Condiciones de índole general	431
4.1. Normativa general de aplicación	431
4.2. Adjudicación	433
4.3. El contrato	433
4.4. Arbitrajes y jurisdicción	433
4.5. Responsabilidad del contratista	434
4.6. Seguridad	435
4.7. Licencias, permisos e impuestos	435
4.8. Causas de rescisión del contrato	435
5. Condiciones de índole técnica	438
5.1. Forma general de ejecutar los trabajos	438
5.2. Mano de obra	438
5.3. Pruebas y puesta en marcha	438
5.4. Condiciones para los materiales	439
5.4.1. Condiciones generales de los materiales	439
5.4.2. Materiales no especificados	439
5.4.3. Ensayos	439
5.5. Condiciones para las tuberías	440
5.5.1. Condiciones generales	440

5.5.2. Condiciones para los accesorios	440
5.5.3. Condiciones para las válvulas	440
5.5.4. Condiciones para las soldaduras	441
5.6. Condiciones para los equipos	441
5.6.1. Condiciones para la columna de destilación	441
5.6.2. Condiciones para los intercambiadores de calor	442
5.6.3. Condiciones para los depósitos	442
5.6.4. Condiciones para las bombas	443
5.7. Condiciones para la instrumentación	443
5.8. Condiciones para los aislamientos	444

MEMORIA

Índice de la Memoria

1. Objeto	5
2. Justificación del proyecto	5
3. Alcance del proyecto	6
4. ¿Por qué el diseño de una columna de destilación?	6
5. Normas y referencias	7
5.1. Disposiciones legales y normas aplicadas	7
5.2. Bibliografía	9
5.3. Material de apoyo	11
6. Abreviaturas y aclaraciones	11
6.1. Listado de abreviaturas	11
6.2. Aclaraciones	13
7. Descripción general de la unidad proyectada	14
7.1. Diagrama de bloques	14
7.2. Descripción del proceso	14
8. Requisitos de diseño	16
9. Análisis de soluciones y resultados finales	18
9.1. La operación unitaria de la destilación. Método de resolución	18
9.1.1. Equilibrio termodinámico de la columna de destilación	20
9.1.2. Diseño hidráulico de la columna de destilación	20
9.1.3. Diseño mecánico de la columna de destilación	22
9.1.4. Seguridad de la columna de destilación	29
9.1.5. Mejora ambiental	32
9.2. Recopilación de resultados de la columna de destilación	33
9.2.1. Introducción. Características principales y equipos	33
9.2.2. Condiciones de operación de la columna de destilación	34
9.2.3. Especificaciones. Composición, caudal y temperatura de las corrientes de entrada (D) y salida (W)	35
9.2.4. Número de platos reales, número de etapas y plato de alimentación	36
9.2.5. Diseño hidráulico de la columna de destilación	38
9.2.6. Diseño mecánico de la columna de destilación	38
9.2.7. Diagrama resuelto de la columna de destilación	39
9.3. Equipos de transmisión de calor	40
9.3.1. Introducción. Transferencia de calor	40
9.3.2. Intercambiadores de carcasa y tubos	41
9.3.2.1. Introducción. Reglamento y códigos	41

9.3.2.2. Funcionamiento y características generales de los intercambiadores de carcasa y tubos	42
9.3.2.3. Intercambiadores de calor líquido-líquido	49
9.3.2.3.1. Intercambiadores líquido-líquido:	
Cambiadores	51
9.3.2.3.1.1. Cambiador ICF	51
9.3.2.3.1.2. Cambiador ICF/W	53
9.3.2.3.2. Intercambiadores líquido-líquido:	
Calentador ICF/O	55
9.3.2.3.3. Intercambiadores líquido-líquido:	
Enfriadores	57
9.3.2.3.3.1. Enfriador ICWA	57
9.3.2.3.3.2. Enfriador ICWA/W	60
9.3.2.4. Calderín	61
9.3.2.5. Aerorefrigerante	67
9.3.2.5.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	67
9.3.2.5.2. Caudales y composición de las corrientes	72
9.3.2.5.3. Especificaciones del aerorefrigerante	73
9.4. Acumuladores de reflujo	74
9.4.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	74
9.4.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico	75
9.4.3. Especificaciones particulares del acumulador de reflujo, ARF	78
9.5. Depósitos de almacenamiento, DA	79
9.5.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción	79
9.5.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico	80
9.5.3. Especificaciones particulares de cada depósito de almacenamiento	85
9.5.3.1. Depósito de almacenamiento DAF	85
9.5.3.2. Depósito de almacenamiento DAD	86
9.5.3.3. Depósito de almacenamiento DAR	86
9.5.4. Sistema de protección contra incendios	87
9.5.5.1. Extintores	87
9.5.5.2. Equipos auxiliares	87
9.5.5.3. cubeto de retención	88
9.6. Sistemas de tuberías y bombeo	91
9.6.1. Sistemas de tuberías	92

9.6.2. Reglamentos y códigos de construcción	92
9.6.3. Aspectos generales de los sistemas de conducción	93
9.6.4. Dimensionamiento mecánico e hidráulico de las conducciones	99
9.6.5. Sistemas de bombeo	101
9.6.5.1. Introducción	101
9.6.5.2. Normas más comunes para el diseño y aplicación de las bombas	102
9.6.5.3. Parámetros de selección de las bombas	102
9.6.5.4. Problemas en el funcionamiento de las bombas y medidas adoptadas	103
9.6.5.5. Especificaciones de las bombas	105
10. Control del proceso	107
10.1. Sistema de control en planta	114
10.1.1. Sistema de control de caudal del DAF	116
10.1.2. Sistema de control de caudal de alimentación a la planta	117
10.1.3. Sistema de control de la temperatura de entrada de la alimentación a la columna	118
10.1.4. Sistema de control de la presión en cabeza de columna	119
10.1.5. Sistema de control de la temperatura de salida del producto de cabeza	119
10.1.6. Sistema de control de la composición del destilado de la columna	121
10.1.7. Sistema de control del nivel de líquido en el ARF	123
10.1.8. Sistema de control del nivel de líquido en el fondo de la CD	124
10.1.9. Sistema de control de la composición del residuo de la CD	125
10.1.10. Sistema de control de líquido en el calderín	126
10.1.11. Sistema de control de temperatura a la entrada del DAD	127
10.1.12. Sistema de control de temperatura a la entrada del DAW	128
10.1.13. Sistema de control de nivel de líquido en los DA	128

1. Objeto

El objeto principal del presente proyecto es exclusivamente el *diseño de una torre de destilación en la separación de parafinas lineales, pertenecientes al rango n-pentano hasta n-nonano (ambos inclusive), procedentes de las naftas ligeras*; se pretende separar la citada alimentación en dos corrientes, de alto interés industrial, lo que justifica la realización de este proyecto:

- La corriente de cabeza, o destilado, estará constituida en su mayoría por *n-pentano* y *n-hexano*, los dos compuestos más ligeros de la alimentación, si bien contendrá una pequeña cantidad de n-heptano.
- La corriente de cola, o residuo, compuesta mayoritariamente por *n-heptano*, *n-octano* y *n-nonano*, los compuestos más pesados de la alimentación, si bien contendrá una pequeña cantidad de n-hexano. Los compuestos de este residuo son base para combustibles; a esta mezcla se le puede aumentar el índice de octano en procesos de craqueo o de reformado catalíticos.

Situación de la columna de destilación

A la hora de su diseño, en aquellos puntos en que interese conocer datos relativos al emplazamiento (temperatura, viento) se emplearán condiciones habituales en la zona en que actualmente se levanta la refinería “Gibraltar” del grupo CEPSA, en San Roque (Cádiz).

2. Justificación del proyecto

El pentano se emplea en numerosos procesos de síntesis, incluyendo la fabricación de productos intermedios, agentes portadores y propelantes, en reacciones de polimerización y como disolvente de extracción. Su aplicación más importante se da en la industria de producción de gasolinas.

El hexano sirve para extraer las grasas y triglicéridos de los materiales vegetales y alimentos en análisis químicos de otras muestras. Se utiliza como disolvente para pinturas y procesos químicos.

Además de los combustibles, en las refinerías se fabrican otros productos que tienen aplicaciones diferentes, entre estos están los disolventes; como el pentano, hexano, heptano (no polar en laboratorios) y nonano.

Estos diferentes productos comerciales, mezclas de hidrocarburos denominados pentano, hexano, heptano, octano y nonano se separan de forma rentable en la instalación proyectada dentro de una refinería.

Esto justifica el proyecto tanto tecnológicamente como económicamente.

3. Alcance del proyecto

El presente proyecto comprende el diseño mecánico e hidráulico de la columna de destilación para la separación de las parafinas lineales citadas; de los equipos auxiliares, tales como intercambiadores de calor (calderín, condensador y otros cambiadores de acondicionamiento de las distintas corrientes), bombas, tuberías o depósitos, el sistema de regulación automática, mantenimiento de equipos; así como:

- Los requisitos de Protección contra Incendios según la normativa aplicable.
- Los requisitos mínimos de seguridad industrial conforme a los tipos de sustancias químicas utilizadas en la instalación.
- Estudio Ambiental de posibles impactos al medio ambiente según la legislación vigente en Andalucía.

No obstante, cuando se haga una descripción detallada del proceso, se hará referencia a los equipos que forman parte de este tipo de operaciones.

4. ¿Por qué el diseño de una columna de destilación?

Es cierto que en la Facultad de Ciencias (Campus de Puerto Real) de la Universidad de Cádiz, para la carrera de Ingeniería Química, se han hecho bastantes Proyectos de una columna de destilación, entonces, ¿Por qué hacer un proyecto de esta índole?

El mundo de la ingeniería química es un campo muy amplio: industria química (petroquímica), gas y petróleo (refinerías – columnas de destilación), alimentos y bebidas, siderurgia/metallurgia, materiales polímeros y plásticos), generación de energía, textil, farmacéutica, etc. Donde en todos ellos el ingeniero químico está altamente cualificado para llevarlo a cabo; sin embargo, hay un campo que durante los años de estudios me llamó la atención, no es otro que el de refinerías, donde se pone en práctica gran parte de lo estudiado en la carrera:

- Ciencia y tecnología de los materiales: materiales propios de la columna y diferentes equipos.
- Mecánica de fluidos: naftas ligeras
- Termodinámica: aplicada en el interior de la columna
- Transmisión de calor: los propios equipos
- Termodinámica: para todos los equipos
- Operaciones de separación: la propia columna
- Química orgánica: N-pentano al N-Nonano
- Dibujo técnico: AutoCad
- Control y automatismo de procesos químicos: para el sistema en general

5. Normas y referencias.

5.1. Disposiciones legales y normas aplicadas

- Ley 21/1992, de 16 de julio, de Industria. BOE 176/1992 de 23 de julio.
- Decreto 59/2005, de 1 de marzo, por el que se regula el procedimiento para la instalación, ampliación, traslado y puesta en funcionamiento de los establecimientos industriales, así como el control, responsabilidad y régimen sancionador de los mismos. BOJA 118/2005, de 20 de junio.
- Orden de 27 de mayo de 2005, por la que se dictan normas de desarrollo del Decreto 59/2005, de 1 de marzo, para la tramitación de los expedientes de instalación, ampliación, traslado y puesta en servicio de industrias e instalaciones relacionadas en su anexo y su control. BOJA 118/2005, de 20 de junio.
- Ley 7/1994, de 18 de mayo, de Protección de la Comunidad Autónoma de Andalucía.
- Decreto 292/1995, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Evaluación de Impacto Ambiental de la Comunidad Autónoma de Andalucía. BOJA 166/1995, de 28 de diciembre.
- Ley 31/1995, de Prevención de Riesgos Laborales.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales. BOE 303/2004, de 17 de diciembre.

- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril de 1979, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión. BOE 128/1979, de 29 de mayo.
- Orden de 30 de agosto de 1982 por la que se aprueba la ITC MIE-AP6 que complementa el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril. Reglamento de Aparatos a Presión. BOE 217/1982, de 10 de septiembre.
- Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo, por el que se dictan las disposiciones de aplicación a la directiva del parlamento europeo y del consejo, 97/23/CE, relativa a los equipos de presión y se modifica el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril de 1979, que aprobó el Reglamento de Aparatos a Presión.
- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas complementarias MIE APQ-1, MIE APQ-2, MIE APQ-3, MIE APQ-4, MIE APQ-5, MIE APQ-6, MIE APQ-7. BOE 112/2001, de 10 de mayo.
- Real Decreto 2085/1994, de 20 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones Petrolíferas. BOE 23/1995, de 27 de enero.
- Real Decreto 1523/1999, de 1 de octubre, por el que se modifica el Reglamento de instalaciones petrolíferas, aprobado por el Real Decreto 2085/1994, de 20 de octubre, y las instrucciones técnicas complementarias MI-IP03, aprobada por el Real Decreto 1427/1997, de 15 de septiembre, y MI-IP04, aprobada por el Real Decreto 2201/1995, de 28 de septiembre. BOE 253/1999, de 22 de octubre.
- Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión. BOE 224/2002, de 18 de septiembre.
- NTP 225: Electricidad estática en el trasvase de líquidos inflamables.
- Norma UNE 157001:2002 sobre los criterios generales para la elaboración de proyectos.
- Código ASME Sección VIII, División I. Boiler and Pressure Vessel Code (2004).
- Código ASME B31.3. Process Piping (2002).
- Standars of the Tubular Exchanger Manufactures Association, TEMA (8ª Edition).

- API Standard 610: Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries (9^a Edition, January 2003).
- API Standard 650: Welded Steel Tanks for Oil Storage (10^a Edition, November 1998).
- API Standard 660: Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services (6^a Edition, February 2001).
- API Standard 661: Air-Cooled Heat Exchangers for General Refinery Service (3^a Edition, April 1992).

5.2. Bibliografía

El número entre paréntesis indica la numeración con que se hace referencia a cada fuente a lo largo del proyecto.

- [1] API (American Petroleum Institute) Technical Data Book – Petroleum Refining, 6^a Edition, Pennsylvania, 1997.
- [2] Baasel, W.D, “Preliminary chemical engineering plant design”, Ed. Elsevier, 2^a edition, Nueva York, 1990.
- [3] Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos (PEMEX) y Organismos Subsidiarios, “Aislamiento térmico para altas temperaturas. en equipos, recipientes y tuberías superficial”, 16 de enero de 2005
- [4] Fernández Cañas, F. “Estimación rápida del precio de un tanque de almacenamiento, Ingeniería Química, Diciembre de 1998.
- [5] Geerlings, M.W., van Wijk, W.R., “Correlation formula for equilibrium constants in a mixture of aliphatic hydrocarbons, for use in digital computers”, Chemical Engineering Science, (1962).
- [6] Henley, E.J., Seader, J.D., “Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química”, Ed. Reverté, 1998.
- [7] Jiménez Gutiérrez, A., “Diseño de procesos en Ingeniería Química”, Ed. Reverté, México, 2003.
- [8] Megyesy, E.F.; “Manual de Recipientes a Presión: diseño y cálculo”, Ed. Limusa, 2001.
- [9] Perry, R.H., Green, D.W., “Manual del Ingeniero Químico”, Volumen II, Ed. McGraw-Hill, 7^a Edición, 2001.
- [10] Ramos Carpio, M.A., “Refino de petróleo, gas natural y petroquímica”, Ed. Fundación Fomento Innovación Industrial, Madrid, 1997.
- [11] Reid, R.C., Prausnitz, J.M., Poling, B.E., “The Properties of Gases and Liquids”, Ed. McGraw-Hill, 4^a Edition, New York, 1987.
- [12] Monchy, F., “Teoría y Práctica del Mantenimiento Industrial. MASSON, S.A. Barcelona, 1990.

- [13] Smith, J.M, van Ness, H.C., Abbott, M.M., “Introducción a la termodinámica en ingeniería química”.
- [14] Treybal, R.E., “Operaciones de Transferencia de Masa”, Ed. McGraw-Hill, 2ª Edición, Rhode Island, 1988.
- [15] Branan Carl. “Rules of Thumb for Chemical Engineers”. GPP editions, 3ª Edition, London.
- [16] Douglas, J.M. “Conceptual Design of Chemical Process”. Ed. McGraw-Hill, International Editions, Singapur, 1988.
- [17] Acedo Sánchez, J. “Instrumentación y control Avanzado de Procesos”. Díez de Santos: Instituto Superior de Ingeniería, 2006.
- [18] Boudy, F., “Gestión del Mantenimiento”. AENOR, 1998.
- [19] Greene, R.W. “Válvulas: Selección, Uso y Mantenimiento”. Ed. McGraw-Hill, 3ª Edición, Madrid, 1987.
- [20] Baldín, A., Furlanetto, L., Roversi, A., Turco, F. “Manual de Mantenimiento de Instalaciones Industriales”. G.G. Barcelona, 1982.
- [21] Stanley M. Walas. “Chemical Process Equipment. Selection and Design”. Butterworth-Heinemann, 1990.
- [22] Donald Q. Kern. “Procesos de Transferencia de Calor”. CECSA, 1999.
- [23] A.F. Mills. “Transferencia de Calor”. Irwin, 1995.
- [24] Ollero de Castro, P. y Fernández Camacho, E. “Control e Instrumentación de Procesos químicos”. Síntesis, Madrid, 2006.
- [25] Shames, I.H. “Mecánica de fluidos”. McGraw-Hill, 3º Edición, Colombia, 1995.
- [26] Kuppan, T. “Heat Exchanger Design Handbook”. Marcel Dekker, New York, 2000.
- [27] Crespo, J., Da Silava, Alberto y Suárez Adolfo. “Selección y Diseño Térmico de Rehervidores para Torres de Destilación”. Miniproyectos de Ingeniería Química de la Universidad de Simón Bolívar, 2002.
- [28] Purohit, G.P. “Estimating Cost of Shell and Tubes heat Exchangers”, Chemical Engineering, 1983.
- [29] Storch de Gracia, J. M., García Martín, T. “Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Energéticas. Fundamentos, Evaluación de Riesgos y Diseño. 2º Ed. Doaz de Santos, 2008.
- [30] Eslami, H., “Equation of State for Long-chain n-alkanes”, Fluid Phase Equilibria, 2000.
- [31] Fitzgerald, D.J. and Daubert, T.E., “API Technical Data Book”, Pennsylvania, 1996.
- [32] Fernández Díez, P., “Ingeniería Térmica y de fluidos”, Departamento de Ingeniería eléctrica y energética, Universidad de Cantabria, 2003.
- [33] León Estrada, J.M, “Diseño y cálculo de Recipientes a Presión”, 2001.

- [34] Mulet, A., Corripio, A.B. y Evans, L.B., “Estimate cost of Pressure Vessels Via Correlations”, Chemical Engineering, 1981.
- [35] Geankoplis, C.J., “Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias”. 3° Edición. Ed. CECSA.
- [36] ITC MIE-APQ 1: “Almacenamiento de Líquidos Inflamables y combustibles”. Real Decreto 379/2001.
- [37] Código ASME Sección VIII. División 1, “Rules for Construction of Pressure Vessels”, 2007.
- [38] Normas TEMA, “Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association”, 9° Edition.
- [39] Instrucción Técnica Complementaria MI-IP02, “Parques de Almacenamiento de líquidos Petrolíferos”, 1998.
- [40] Lienhard IV, J.H. and Lienhard V, J.H., “A Heat Transfer Textbook”. 3° Edition (2004).
- [41] Albahri, T.A., “Flammability Characteristics of Pure Hydrocarbons”, Chemical Engineering Science.
- [42] Maxwell, J.B., “Data Book on Hydrocarbons: application to process engineering”. 9° Ed. Van Nostrand. NY, 1977.
- [43] Cao, E., “Intercambiadores de Calor y Transmisión de Calor”. Buenos Aires, 1983.
- [44] Holman, J.P., “Transferencia de Calor”, Ed. McGraw-Hill, 8ª Edición. Madrid, 1998.
- [45] Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos (PEMEX) y Organismos Subsidiarios, “Cambiadores de Calor Enfriados por Aire”, Primera Edición. Agosto, 2000.

5.3. Material de apoyo

Cabe citar el uso de programas informáticos como material en la realización de este proyecto, a saber Microsoft ® Windows 2012, Home Edition; Microsoft ® Excel 2012 (y, como prestaciones adicionales, la herramienta Solver y el paquete Interpo); Microsoft ® Word 2012; Microsoft ® Power Point, Acrobat ® Adobe Reader 9; Dia v.097.1 y AutoCad 2012.

6. Abreviaturas y aclaraciones

6.1. Listado de abreviaturas

- **A**: área, según subíndice: “a” – activa; “n” – neta, “o” – de orificio; “t” – total; “v” – vertedero, “vigas” – de las vigas.
- **A_{transf}**: área de intercambio de calor.

- **AE:** aerorefrigerante.
- **ARF:** acumulador de reflujo.
- **ASME:** American Society of Mechanical Engineers.
- **ASTM:** American Society of Testing Materials.
- **BF:** bomba de alimentación.
- **BD:** bomba de destilado.
- **BW:** bomba de residuo.
- **BR:** bomba de reflujo líquido.
- **C:** calderín; margen por corrosión; coste (con subíndices según el equipo considerado).
- **c:** margen por corrosión.
- **CD:** columna de destilación.
- **Cp:** capacidad calorífica.
- **d₀:** diámetro de la perforación del plato perforado.
- **D, F, L, L', V, V', W:** corrientes de destilado, alimentación, líquido de la sección de rectificación o reflujo, líquido de la sección de agotamiento o de entrada al calderín, vapor de la sección de rectificación o de entrada al aerorefrigerante, vapor de la sección de agotamiento o de salida del calderín, residuo, respectivamente.
- **D_{o, ais}:** diámetro exterior de CD con el aislante térmico incluido.
- **D_i:** Diámetro interior de CD.
- **D_o^{sin ais}:** Diámetro exterior el equipo (sin considerar el aislante térmico).
- **D_o:** diámetro exterior total (incluyendo aislante y acabado).
- **DAF:** depósito de almacenamiento de la alimentación de la CD.
- **DAD:** depósito de almacenamiento del destilado de la CD.
- **DAW:** depósito de almacenamiento del residuo de la CD.
- **DI_t:** diámetro interior del tubo.
- **DO_t:** diámetro exterior del tubo.
- **E_p:** espesor del palto perforado.
- **e_t:** espesor del tubo.
- **E:** eficiencia de la soldadura.
- **H:** altura.
- **ICX/Y:** intercambiador de calor entre los fluidos “X” e “Y”.
- **k:** conductividad térmica (también factor del método de cargas de velocidad).
- **K_i:** coeficiente de reparto del componente “i”.
- **L_t:** longitud del tubo.
- **M:** masa molecular.
- **p':** pitch.
- **P_D:** presión de diseño.
- **S:** tensión máxima admisible del material.
- **T:** espesor comercial.
- **t_{ac}:** espesor del acabado.

- t_{ais} : espesor del aislante.
- t_C : espesor mínimo requerido incluyendo margen por corrosión.
- t_{min} : espesor mínimo requerido por norma o código.
- $t_{min,calc}$: espesor mínimo requerido por cálculo.
- t_{Pi} : espesor mínimo requerido por carga por presión interna.
- t_{viento} : espesor mínimo requerido por carga por viento.
- T : temperatura (con subíndices para referenciar las etapas).
- T_{plato} : diámetro del plato.
- T : temperatura de diseño.
- T_{FP} : punto de inflamabilidad.
- U : coeficiente global de transferencia de calor.
- x_i/X_i : composición molar/másica del componente “i” en fase líquida.
- y_i/Y_i : composición molar/másica del componente “i” en fase vapor.
- λ : calor latente.
- $\alpha_{i,j}$: volatilidad relativa entre los componentes “i” y “j”.
- μ : viscosidad dinámica.
- ρ : densidad (con subíndice para referenciar la fase, vapor o líquida).
- σ : tensión superficial.

Cuando se presente uno de estos términos por primera vez, se indicará explícitamente qué denota

6.2. Aclaraciones

La estructura del proyecto sigue los criterios de la norma UNE 157001:2002, dentro del alcance del mismo.

La nomenclatura de tablas, figuras y ecuaciones sigue la siguiente estructura:

Tabla/figura/ecuación X. a-b

Donde “X” hace referencia al documento básico del proyecto en que se encuentre el elemento deseado ($X = M$, memoria; $X = Ai$, anexo “i”; $X = P$, presupuesto). La letra “a” hace referencia al apartado en que aparece el elemento, y “b” a la posición que ocupa dentro de ese apartado concreto, perteneciente a un documento básico dado.

Los platos de la columna de destilación se enumeran desde la cabeza (plato 1) hasta la cola (plato n); lo mismo para las etapas de equilibrio, con la excepción de que varía entre 1 (coincide con el primer plato), hasta “n +

1'' (incluye el calderín, que es una etapa de equilibrio). El condensador es total y no debe incluirse en la numeración.

7. Descripción general de la unidad proyectada

7.1 Diagrama de bloques

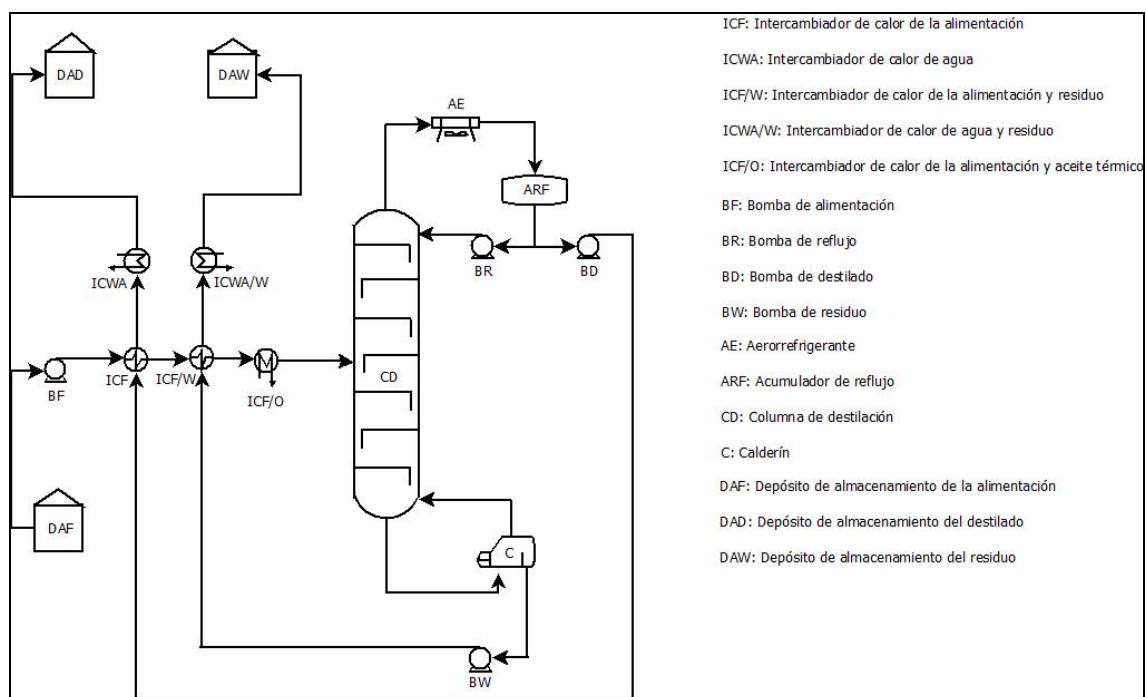


Figura M.9.1-1. Diagrama de bloques simplificado del proceso del que forma parte la unidad proyectada.

7.2. Descripción del proceso

La alimentación que recibe la unidad proyectada está comprendida por las parafinas lineales obtenidas a partir de la fracción de naftas ligeras de refinería, **una vez se ha eliminado de éstas, en etapas precedentes, el azufre, ciertos compuestos aromáticos, parafinas ramificadas y otras impurezas.**

Se propone la fabricación de un depósito de almacenamiento (DAF) en que se depositaría esta alimentación previa entrada a la columna, a temperatura ambiente; la existencia de este depósito sería almacenar una

alimentación equivalente a **3 días** de operación a fin de que la planta pueda seguir operando si el suministro de la misma se ve interrumpido.

La alimentación es impulsada mediante una bomba (BF) hasta la columna de destilación. Se realizará la instalación de intercambiadores (ICF/D, ICF/W y ICF/O) entre la fuente de suministro y la columna de destilación (necesario si se ha de almacenar previamente la alimentación, ya que se almacena como **líquido subenfriado**, a fin de llevar la alimentación hasta la temperatura de operación requerida; esta temperatura, para evitar problemas de cavitación en los dispositivos de impulsión, será unos 2 °C inferior a la de burbuja de la alimentación (110 °C); a esta temperatura puede admitirse, desde el punto de vista de la operación de la columna, que la alimentación es **líquido saturado**.

Fluidos auxiliares

- **Therminol 66:** es el fluido de transferencia térmica de fase líquida más famoso en todo el mundo por su alta temperatura de trabajo. Por este motivo, se emplea, a una temperatura máxima de 355 °C como agente calefactor en el calderín y en el último intercambiador de la alimentación. Existe un circuito de este aceite térmico constituido básicamente por un sistema de bombeo, de conducciones y un horno.
- **Agua:** es empleada como agente refrigerante en intercambiadores (ICWA/D e ICWA/W) cuya corriente a enfriar se encuentra a una temperatura relativamente no muy alta. Su temperatura de uno es de unos 20 °C y, al igual que ocurría con el Therminol 66, existe un circuito interno de suministro de agua; ninguno de estos dos circuitos será diseñado en el presente proyecto.
- **Aire atmosférico:** es empleado como agente refrigerante en el intercambiador de cabeza de columna (aerorefrigerante). Aunque en principio su temperatura depende de las condiciones ambientales, se supondrá como temperatura de unos 30 °C, ya que se considera que, en condiciones climatológicas estables, se corresponde con la situación más desfavorable.

Siguiendo con el diagrama, la alimentación llega a la columna, entrando entre los platos 15 y 16, cayendo sobre este último dado que es líquida. Tras la operación unitaria de la destilación, se retiran dos corrientes: un líquido por colas, y un vapor por cabeza.

- El **vapor** se introduce en un **aerorefrigerante**, que funciona como condensador total. De éste salen dos corrientes: el reflujo, esto es, una parte del condensado vuelve a la columna; y el destilado. Se requieren, por tanto, dos bombas (BR y BD), una para impulsar cada corriente.

El **destilado** se dirige hacia un intercambiador (ICF/D) y un 2º intercambiador con agua (ICWA/D), el cual lleva la temperatura del destilado hasta el valor adecuado para almacenarlo en el depósito de almacenamiento de dicho destilado (DAD).

Destaca la presencia de un **acumulador de reflujo** (ARF), cuya finalidad es almacenar en su interior el líquido una vez condensado durante un corto periodo de tiempo (unos **15 minutos**) para garantizar que las bombas van a impulsar líquido.

- El **líquido** se introduce en un **rehervidor** o calderín donde se generan dos corrientes: un vapor que se recircula a la columna y un líquido en equilibrio con ese vapor, que se denomina **residuo**, el cual se dirige hacia el intercambiador de calor ICF/W; un segundo intercambiador con agua a temperatura ambiente, (ICWA/W) el cual lleva la temperatura del residuo hasta el valor adecuado para almacenarlo en el depósito de almacenamiento de dicho residuo (DAW).

8. Requisitos de diseño

Los datos de partida son:

- **Alimentación (F):**

Compuesta por una mezcla de cinco parafinas lineales de la fracción de las naftas ligeras:

- Temperatura: 110 °C.
- Presión de suministro: 2 atm.
- Caudal: 1000 ton/día (10162 kmol/día).
- Composición molar; cantidad de cada componente en kmol/día y ton/día:

Compuesto	x_F (molar)	Cantidad (ton/día)	Cantidad (kmol/día)
N-pentano	0,079	58,2	806,7
N-hexano	0,313	273,9	3178,6
N-heptano	0,354	360,0	3592,4
N-octano	0,165	192,0	1681,1
N-nonano	0,089	115,9	903,4
Total*	1	1000	10162

Tabla M.9.2. Composiciones y cantidades de la alimentación a la columna.

La cantidad de “F” seleccionada corresponde a aproximadamente 1/6 de la producción anual en España de naftas ligeras (referencia [10]), y es un caudal que puede ser tratado en una columna de capacidad media.

- **Destilado (D):**

Se exige un destilado que contenga:

- Un 90% del n-hexano contenido en “F”.
- Un 1% del n-heptano contenido en “F”.
- Todo el n-pentano contenido en “F”.

- **Residuo (W):**

Se exige un residuo que contenga:

- Un 10% del n-hexano contenido en “F”.
- Un 99% del n-heptano contenido en “F”.
- Todo el n-octano y el n-nonano contenido en “F”.

- **Justificación de la composición de “D” y “W”:**

- Para la resolución de la columna, se ha admitido que el n-pentano es el no clave-ligero, por lo que debe se admite que se retira en su totalidad por cabeza de columna; por su parte, el n-octano y n-nonano son los no clave-pesado, por lo que se admite que se retiran en su totalidad por colas. Se ha comprobado esta hipótesis y se demuestra que es admisible (cantidades de no clave-ligero y no clave-pesado, despreciables en colas y cabeza, respectivamente).
- Se fija que aparezca poco n-heptano por cabeza, y esta imposición se deriva de que la finalidad de esta corriente es separada para emplearse el n-hexano como disolvente. Se tiene que un hidrocarburo lineal es tanto más nocivo para la salud humana cuantos más átomos de carbono tiene su cadena. Por eso, dado que el n-hexano va a ser empleado como disolvente en industrias tipo alimentarias (entre otras), se decide por

eliminar la mayor parte de n-heptano posible. Además, el n-heptano tiene más interés comercial como base para combustible.

- Se fija un 90% de n-hexano por cabeza, y no una cantidad mayor, porque analizando el número de platos necesarios para la separación para distintas composiciones de n-hexano en destilado (ver anexo II), se llega a la conclusión que a partir de fijar en destilado un 90% de n-hexano contenido en “F”, aumenta más el número de platos que la composición resultante de n-hexano en “D”. En términos numéricos, como se mostrará en el siguiente apartado, retirar por “D” el 90% del n-hexano de entrada supone una composición de 0,77 de n-hexano en “D”, con 10 platos mínimos en la columna; un 95% lleva a una composición de n-hexano en “D” de 0,775, necesitado 12 platos mínimos; y un 99% lleva a una composición en “D” de 0.78 respecto a n-hexano, y a 13 platos mínimos. Se concluye que se aumenta poco la composición en destilado y no merece la pena incluir 2 ó 3 platos más.

(En el anexo II aparecen cálculos y expresiones matemáticas que permiten ver cómo se relacionan las variables aquí discutidas).

9. Análisis de soluciones y resultados finales

En este apartado se hará una introducción a la operación efectuada, atendiendo siempre al motivo de su elección más que a la explicación teórica de la operación.

9.1. La operación unitaria de la destilación. Método de resolución

La destilación es una operación unitaria de tipo física controlada por la transferencia de materia, y constituye el principal método para la separación de mezclas. El predominio de la destilación frente a otras operaciones de separación de mezclas, a pesar de su baja eficiencia termodinámica, se debe a dos aspectos: uno cinético, en que se tiene que la destilación es la operación que permite la mayor velocidad de transferencia de materia; y otro termodinámico, en el que hay que destacar que otras operaciones presentan una eficiencia aún menor.

Se van a comparar dos métodos para la realización práctica de la destilación (no se entra en detalle en cada uno). La destilación flash, en la que no hay reflujo, se utiliza esencialmente para la separación de componentes que tienen temperaturas de ebullición muy diferentes. A modo de ejemplo, se muestran a continuación la volatilidad relativa de los

componentes en la alimentación, tomando como referencia el n-heptano. La volatilidad relativa da información sobre la proximidad entre los puntos de ebullición de los diferentes componentes de la mezcla: cuanto menor sea, más próximos estarán y, por tanto, se descarta la destilación flash.

Componente	$K_{i,T,P}$	$\alpha_{i,C7}$
N-pentano	3,0563	4,4460
N-hexano	1,4233	2,0705
N-heptano	0,6874	1,0000
N-octano	0,3320	0,4830
N-nonano	0,1603	0,2333

Tabla M.11.1. Volatilidad relativa de los componentes.

Se aprecia que, a excepción de los dos primeros valores, el resto lleva a descartar la separación por separación flash. Se empleará la destilación con reflujo, o rectificación, en la que una parte del condensado retorna a la columna y se pone en contacto íntimo con el valor que asciende, que se enriquece en el componente más volátil, empobreciéndose el líquido en el mismo.

El siguiente paso es decidir cuál va a ser precisamente la forma en que líquido y vapor se pongan en contacto, bien por relleno, bien por platos. Se elige la segunda opción, siendo el económico el factor decisivo: los platos tienen un coste considerablemente menor que un relleno estructurado. Otros criterios que ayudan a la elección son:

- La instalación y mantenimiento de los platos es más sencilla.
- Las torres de relleno proporciona una retención del líquido menor.
- Las torres de platos trabajan con relaciones bajas de la relación líquido-vapor:

L/V	L'/V'
0,6979	1,5270

- La limpieza es más fácil en las torres de platos.
- Las torres de platos son más ligeras que las de relleno cerámico o metálico.
- Los altos gradientes térmicos rompe los empaques frágiles. Este criterio no decide, pues el gradiente de temperatura está en torno a los 40 °C.

Hay otros factores, como problemas de corrosión (que no hay en esta columna) que no llevan a una situación de compromiso.

9.1.1. Equilibrio termodinámico de la columna de destilación

El primer paso consiste en el conocimiento de datos de equilibrio que permitan calcular el número de etapas ideales necesarias para llevar a cabo la separación. Para la generación de datos de equilibrio (coeficiente de reparto), tal y como se detalla en el anexo II, se empleará la correlación de Geerlings-van Wijk [5].

Por su parte, para relacionar los datos de equilibrio con el número de etapas necesarias se emplearán dos métodos:

- **Método de Fenske, Underwood y Gilliland.** Es un método aproximado y conservador que permite conocer el número mínimo de platos (Fenske), la relación de reflujo mínima (Underwood), y el número de platos ideales (Gilliland; cotejada con la ecuación de Molokanov). Este método es el primero que se ha empleado por ser relativamente rápido de usar (más que los rigurosos) y dar resultados que, si bien sobredimensionan el equipo, son fiables y sirven como una clara referencia en operaciones posteriores.
- **Método de Lewis-Matheson.** En un método de análisis riguroso, con el que se puede caracterizar cada plato (al contrario del anterior) y, por tanto, extraer datos que van a ayudar posteriormente en el dimensionamiento de los mismos.

Se emplean los dos métodos y, comprobada la validez de los resultados, se seleccionan los que da el método de Lewis-Matheson, por rigurosidad (si bien, están en concordancia con los del método FUG).

Para conocer la zona en que entra la alimentación, se emplea la **ecuación de Kirkbride**, y se compara con el valor del método de Lewis-Matheson (el método de FUG no permite conocer el interior de la columna).

Todos estos pasos, junto a las expresiones correspondientes, se detallan en el anexo II.

9.1.2. Diseño hidráulico de la columna de destilación

Caracterizado el equilibrio en cada plato con el método de Lewis-Matheson, puede procederse a dimensionar cada uno. En lugar de dimensionar cada plato, se va a proceder a dimensionar el último plato de la zona de agotamiento (y último plato de la columna), y el último plato de la zona de rectificación (empezando a contar los platos desde arriba). Estos platos son los que están sometidos a las condiciones de presión y

temperatura mayores y, por tanto, una caracterización de plato que permita superar estas condiciones se admite que superan la del resto de platos de sus correspondientes zonas. Para comprobar esa afirmación, se dimensiona también el primer plato de cada zona, y se observa que efectivamente soportan las condiciones de operación correspondientes.

Indicar que se han elegido platos perforados. Éstos son los más baratos existentes en el mercado y, como se ha comprobado en el cálculo, cumplen adecuadamente con las especificaciones de operación requeridas. En este caso, se ha llegado a que los platos de ambas zonas son de las mismas características.

Por otra parte, los platos son de flujo transversal de paso único.

Las dimensiones características de cada plato se desarrollan en el anexo III, junto con la presentación de resultados.

Estas longitudes y áreas características son:

- Longitud de los derramaderos.
- Distancia entre los vertederos.
- Área total del plato.
- Área neta: área total menos la ocupada por los vertederos.
- Área activa: área neta menos área de las vigas.
- Área de las vigas: área que ocupan las vigas que soportan el plato (dos con el largo del vertedero y una con el diámetro de la torre).
- Área de las perforaciones.

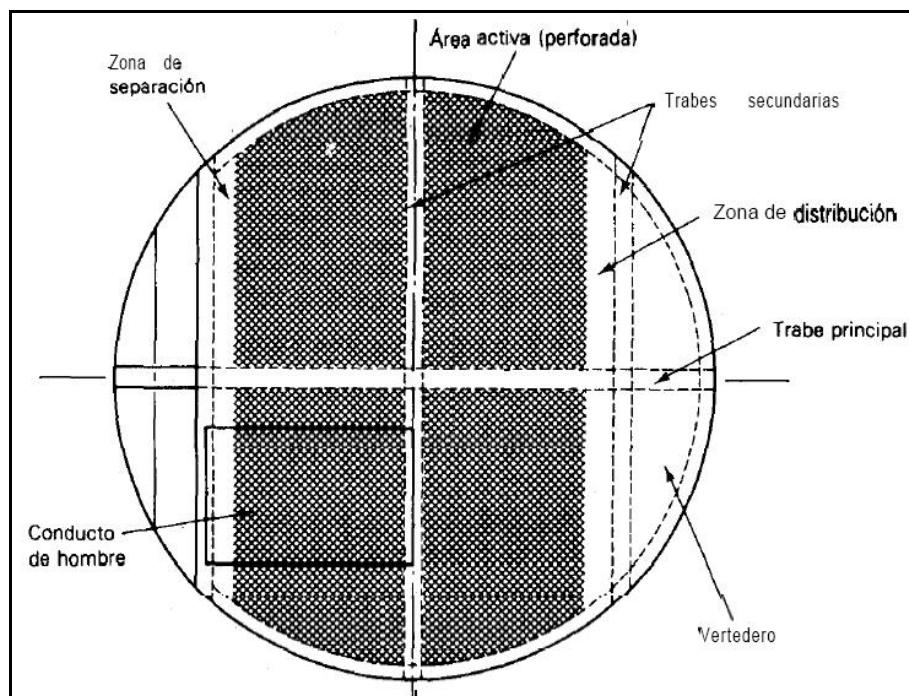


Figura M.9.2.2-1. Plato perforado para flujo transversal

9.1.3. Diseño mecánico de la columna de destilación

El diseño mecánico se ha realizado en base a los códigos de la **American Society of Mechanical Engineers (ASME), sección VII, división 1, para recipientes a presión**. Esta división es aplicable a recipientes cuya presión interior esté entre los 15 a los 3000 psi (de 1 a 200 atm), como es nuestro caso (2 atm en promedio).

Las columnas de destilación son diseñadas desde el punto de vista mecánico como recipientes de proceso (torres) cilíndricos y verticales con cabezas forradas, no planas (sólo valen para presión atmosférica).

A continuación se detallan algunas especificaciones mecánicas de la columna, y los resultados se recopilan en el apartado.

- **Material de la columna**

El material a emplear será acero inoxidable, al ser un criterio generalmente adoptado cuando hay posibilidad de corrosión. En nuestro sistema, el n-hexano, n-heptano y n-octano son compuestos corrosivos, con lo que queda justificada la utilización de acero inoxidable. En concreto será el **acero**, de especificación **SA-240, AISI 316**, ampliamente utilizado en la industria petroquímica.

- **Platos y material de los mismos**

Por la misma justificación anterior, se fabrican en el mismo material de la columna. El valor de su espesor, impuesto en función de las perforaciones y el material de construcción, es de 2 mm.

Los platos van unidos a la cubierta, a fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de gas; de esta manera, se permitirá su expansión térmica. Para ello, se utilizan anillos para soportar los platos, que tengan orificios con cerradura de ranura.

Indicar también que hay 3 platos en la columna que llevan incorporada una boca de hombre, para permitir el acceso a la columna. Éstos son el primer y último plato, y el correspondiente a la zona de entrada de alimentación, por ser en estos tres en los que hay conexiones (entrada y salida de fluido). Estas bocas serán de 24 in (601 mm) de diámetro (el mínimo a considerar es 20 pulgadas).

- **Cabeza y fondo de columna**

Los **cabezales** de la columna serán **toriesféricos**, que son los de mayor aceptación industrial y de bajo coste. Se rechaza el uso de fondos planos por no trabajar la columna a presión atmosférica.

Ambos cabezales, contruidos del mismo material que toda la columna, serán de **tipo Klover**, que son los habituales a menos que se dé alguna de las siguientes conducciones:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2 - La presión de diseño es de $4,07 \text{ kg/cm}^2$.
- Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$ – La temperatura de diseño es de $155 \text{ }^\circ\text{C}$
- Recipientes verticales cuya relación altura-diámetro sea superior a 10 (sólo afecta al fondo) – La relación H/D es de 6,98.

Por tanto, se puede usar el cabezal Klover. Estos cabezales se construyen con una parte cilíndrica, denominada faldilla o pestaña, por la que se realiza la soldadura de unión cabezal-carcasa. Gracias a la faldilla, se evita que la soldadura se realice por la línea de tangencia (línea de transición de la figura bombeada del cabezal a la carcasa), ya que ésta se encuentra sometida a grandes tensiones axiales, que se traducen en fuertes tensiones locales y, por tanto, resulta ser el punto más débil de la columna.

- **Distancia línea de tangencia (L.T.) – plato**

La distancia entre la línea de transición del cabezal superior y el primer plato será tomada como un espaciado entre platos, es decir, 0,6 m, al ser suficiente esta distancia para la conexión de la tubería de reflujo.

Para la zona inferior se dejará una distancia de 1 m entre el cabezal y el último plato, ya que parte del líquido acumulado en el fondo cubrirá una cierta fracción de esta longitud y, adicionalmente, debe haber espacio par la conexión de la tubería con vapor procedente del calderín.

Distancia L.T. cabezal superior-1^{er} plato (m)	0,6
Distancia L.T. cabezal inferior-1^{er} plato (m)	1

- **Soporte y material del mismo**

Se elige la instalación de un faldón porque se dan las siguientes condiciones (basta con que se dé una de ellas):

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m.
- La relación H/D del recipiente sea mayor que 5 – H/D = 6,51.

- Puedan esperarse vibraciones – El viento genera vibraciones.
- La masa de recipiente lleno de agua (líquido de prueba) sea superior a 15000 kg – Vacío, es de 20443,62 kg.

Por tanto, la columna de destilación será diseñada como unidad autosoportada, utilizando un faldón, que irá soldado a tope al cabezal inferior, de forma que los diámetros medios del faldón y la envolvente coincidan. Dispondrá de agujeros de ventilación, aberturas de acceso, aberturas para tubos una capa de protección ignífuga:

- Al tratarse de hidrocarburos, los faldones estará provistos de dos agujeros de 2 pulgadas de ventilación, situados a la altura de los fondos y a 180 grados uno del otro.
- La abertura de acceso será circular, con un diámetro de 20 pulgadas, y estará situada opuesta a la abertura para tubos.
- La abertura para la tubería del fondo de la columna será circular y de diámetro de 1 pulgada mayor que el de dicha tubería.
- Estará protegido tanto por el exterior como por el interior, incluyendo al cabezal inferior de la torre, por una capa de protección ignífuga, que será de hormigón de 150 kilogramos/centímetro cuadrado, de resistencia característica a la compresión, aplicado manualmente en una capa de 5 centímetros de espesor.

El material del faldón será acero al carbono, por ser más económico que el material de la columna, y ser apropiado para la función de sustentación en las condiciones actuales, que no exceden ninguna de las limitaciones del material: su espesor no es mayor a 5/8 pulgadas, y su temperatura de aplicación está entre -20 y 650 °F.

Material faldón	SA-283 Gr. C
------------------------	--------------

El espesor del faldón se calcula considerando los esfuerzos por peso de la torre (peso de la armadura más líquido de prueba) y la carga generada por el viento, que son aditivos; a su vez, se le añade el margen por corrosión.

La altura del faldón, esto es, la distancia de la torre respecto al nivel de referencia considerado, es de 2 m, un valor habitual en torres de la altura de la proyectada.

• **Espesor de la columna**

El espesor de la columna se calcula considerando que gobiernan los esfuerzos generados por presión interna (esfuerzos circunferenciales y axiales), y la presión ejercida por el viento. Se ha obviado la carga

adicional por el peso del propio recipiente, ya que la compresión que origina es insignificante y no es de carácter controlador. También se admite que las cargas de sismo y las de viento no se dan simultáneamente, siendo las últimas la controlante; así como la carga asimétrica por elementos adicionales (tuberías), pues no se han incluido en este proyecto. Por su parte, el equipo interior (platos), que son simétricos respecto al eje vertical y, en consecuencia, origina un peso sobre el recipiente que, como se ha indicado, es despreciable.

- **Corrosión**

Los recipientes o partes de los mismos que estén sujetos a corrosión, erosión o abrasión mecánica debe tener un margen de espesor para lograr la vida deseada, aumentando convenientemente el espesor del material respecto al determinado por las fórmulas de diseño, o utilizando algún método adecuado de protección (*Norma UG-25 b del código ASME*).

De ahí que en los cálculos de espesor realizado (de envolvente y faldón), se incluya (adición) un margen por corrosión, que será la más restrictiva, bien la del *código ASME sección VIII división 1*, bien la referida al material de construcción del elemento considerado.

- **Soldadura**

La eficiencia de la soldadura se toma en base a los diferentes tipos de soldadura establecidos por el código ASME sección VIII división 1, norma UW-12, en función del tipo de control de la soldadura.

- **Aislamiento térmico**

La columna estará asilada, ya que la temperatura en su superficie es mayor que 60 °C. El material aislante seleccionado es fibra de colcha de vidrio, por ser éste el más económico que cubre los requerimientos demandados, es poco denso y su límite máximo de temperatura (538 °C) supera con creces la temperatura de operación de la columna (155 °C).

Material aislante	Colcha de fibra de vidrio
Densidad (kg/m³)	48

- **Envolvente exterior (acabado)**

Junto al aislante se emplean elementos complementarios de sujeción y acabado (si bien, no se entra con detalle en este proyecto). Para la sujeción, se emplean pernos autosoldables de acero al carbono cobrizado de doble punta, de longitud 13 mm superior al espesor del aislante, debiéndose

colocar de 8 a 10 piezas/m². Respecto al acabado, cuya función es proteger al aislante de las condiciones climatológicas y del abuso mecánico, será una lámina de aluminio lisa de 0,61 mm de espesor, con recubrimiento anticorrosivo dieléctrico integrado a base de papal kraft con película de polietileno para protección contra intemperie.

Se elige lámina de aluminio frente a lámina de acero por:

- Economía del material (aluminio más económico).
- Masa del material (aluminio más ligero).
- Conformado del material (aluminio mas fácil de conformar para la colocación).
- La torre no está en un ambiente clorado (no podría usarse aluminio en caso contrario).
- La temperatura de diseño (155 °C) no es igual o superior a la mitad de la temperatura de fusión del aluminio (297 °C). – la mitad e la temperatura de fusión de un material no debe sobrepasase en operación como criterio metalúrgico.

Antes de instalar el acabado, debe comprobarse que la superficie del termoaislante esté libre de roturas, abolsamientos, huecos o irregularidades.

• Elementos adicionales

No se entra con detalle en los elementos que a continuación se describe, y no se realiza cálculo alguno en su diseño, no se incluye en cálculos anteriores (cargas adicionales, acción del viento sobre ellos) ni se considera su peso en concreto (se usa un margen de seguridad sobre el peso calculado son tenerlos en cuenta), pero se incluyen de forma descriptiva, ya que se dispone de información sobre ellos [8].

○ Escalera y plataformas

La columna dispone de una escalera tipo gato con jaula de protección, al ser el escalamiento mayor de 20 pies. Junto a ella estarán plataformas de descanso desplazadas horizontalmente y situadas a la altura de las bocas de hombre, para facilitar el acceso a la columna. Por tanto, habrá 3 plataformas. Tendrán un ancho de 3 pies 6 pulgadas con una barrera de seguridad de la misma altura que el ancho (según OSHA).

La escalera tendrá las siguientes características (Norma ANSI A 14.3-1974):

- Los peldaños serán de 16 pulgadas de ancho y estarán separados 1 pie; el escalón es una varilla de ¾ pulgadas de diámetro.

- El carril lateral es solera plana de 2 1/2 x 3/8 pulgadas, recomendado en condiciones atmosféricas normales.
- Está situada a 7 pulgadas (distancia mínima recomendada) en relación a la envolvente exterior de la columna, paralela a la misma
- Dispone de orejas de soporte cada 10 pies (distancia máxima recomendada).
- Con respecto al nivel de protección, tiene un ancho de 17 pulgadas.
- Está construida de acero SA-36 ASTM.
- Lleva un recubrimiento de protección en forma de una mano de primario de taller, y una mano de pintura de capo o galvanizado por inmersión en caliente.

Respecto a la jaula de protección:

- Comienza a 7 pies del suelo (mínimo recomendado), y finaliza en la última plataforma (a la altura del primer plato).
- Dispone de cerchas solera de 2x1/4 pulgadas cada 4 pies (máximo recomendado).
- El diámetro al comienzo es de 31 pulgadas (mínimo recomendado), y se estrecha para, a los 4 pies, tenga un diámetro de 27 pulgadas (mínimo recomendado) hasta el final.

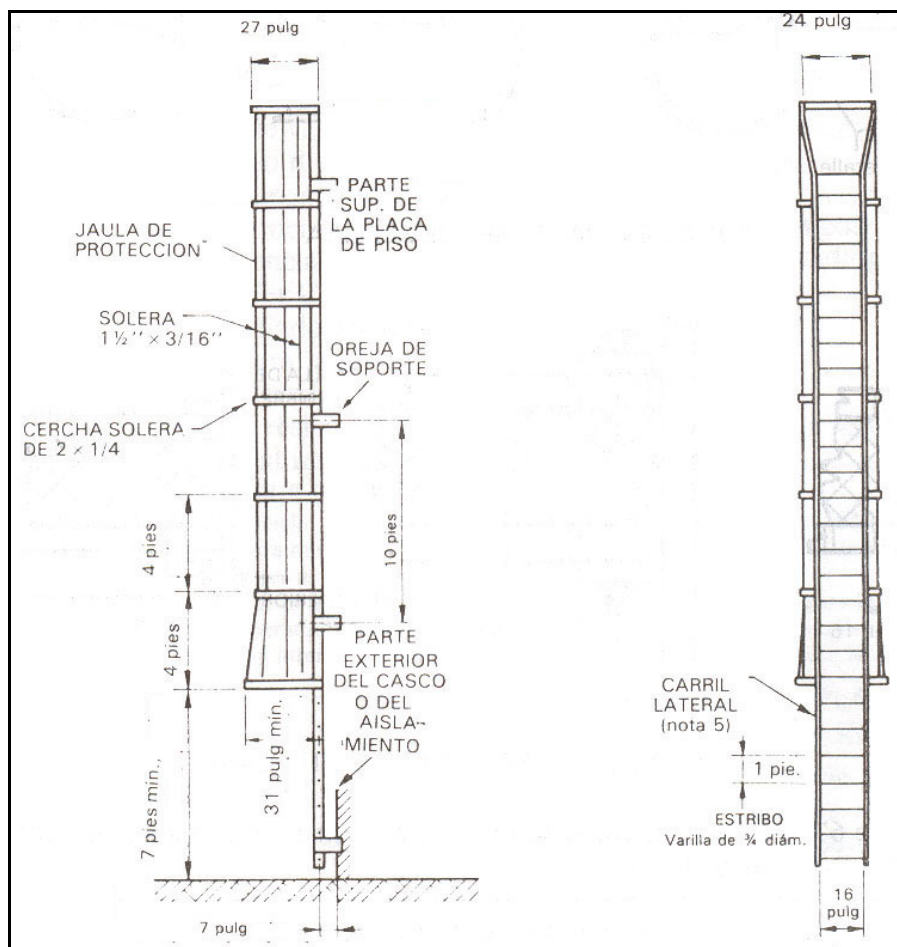


Figura M.9.2.3-2. Detalle de la geometría de la escalera [8].

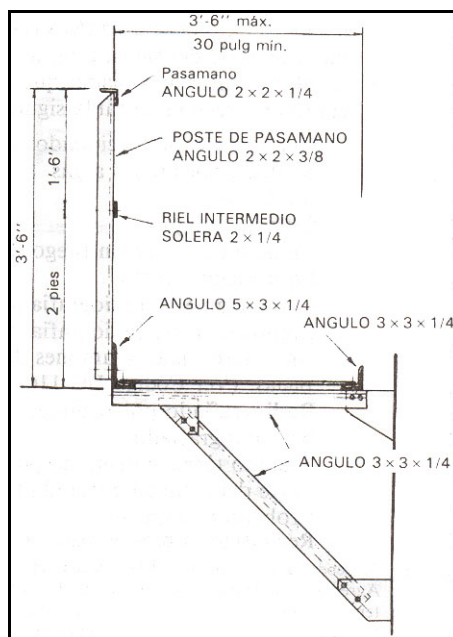


Figura M.9.2.3-1. Detalle de la geometría de la plataforma [8].

- Pescantes

Al tratarse de un recipiente vertical, se instalará un pescante de capacidad suficiente para desmontar las válvulas en cabeza y elementos internos.

- Conexiones

La torre dispone de cinco conexiones, que corresponden a la entrada de la alimentación, reflujo procedente del condensador y vapor procedente del calderín, y salida del vapor por cabeza y líquido por cola.

9.1.4. Seguridad en la columna de destilación

- **Válvula de seguridad**

La torre (en general, cualquier elemento a presión) dispondrá de una válvula de seguridad para prevenir que la presión en el equipo alcance niveles que puedan producir roturas o fallos mecánicos. Su actuación en caso de sobrepresión consistirá en descargar el exceso de líquido y vapor hasta que la presión en el interior de la torre esté de nuevo dentro de los límites de funcionamiento normal. La válvula será de apertura total, sistema de resorte, y con la condición de que la apertura de la misma debe ser ayudada por la presión del fluido evacuado, de forma que la apertura asegure una sección de paso a través de la válvula igual al 80% de la sección neta de paso en el asiento.

El destino de los fluidos descargados será establecido según la Instrucción Técnica Complementaria (ITC) MI-IP 01, “Refinerías” (en concreto, se usa la tabla mostrada en la figura M.11.2.3-1).

- El vapor, inflamable y tóxico, se evacua a una antorcha, donde se quema a la atmósfera de modo controlado.
- El líquido (o mezcla vapor-líquido) se descarga a un recipiente en que la fase líquida se separe totalmente, para enviarla posteriormente a un sistema de evacuación.

- **Clasificación del recipiente**

Según la Instrucción Técnica Complementaria (ITC) EP-3 (refinerías de petróleos y plantas petroquímicas), los recipientes a presión se clasificarán atendiendo a su peligrosidad en base al potencial de riesgo y a las características de los fluidos. Del anexo IV, se extrae que la columna es:

Categoría de la columna (ITC EP-3)	Categoría I
---	--------------------

Mínimas condiciones de seguridad					
Fluidos y condiciones	Descarga directamente a la atmósfera A	Descarga a la de antorcha B	Descarga a un sistema de evacuación C	Retorno a proceso D	Descarga a drenaje E
1. Vapores de proceso procedente de válvulas de seguridad.					
1.1 Inflamable, no tóxicos, de válvulas y escapes:					
1.1.1 Más ligeros que el aire	*(1)	*	—	—	—
1.1.2 Más pesados que el aire, en el que permanecen vapores en condiciones atmosféricas, acompañados de un dispersante	*(1)	*	—	—	—
1.1.3 No condensables, más pesados que el aire	—	—	*	—	—
1.1.4 Condensables (7) en condiciones atmosféricas, acompañados por vapor de agua dispersante	—	—	*	—	—
1.2 Inflamables, tóxicos	—	*(2)	*(4)	—	—
1.3 No inflamables, no tóxicos	*	—	—	—	—
1.4 No inflamables, tóxicos:					
1.4.1 No condensables	—	*(3)	*(4)	—	—
1.4.2 Condensables (7)	—	—	*(4)	—	—
2. Vapores de válvulas de evacuación:					
2.1 Inflamables, no condensables	—	*(4)	—	—	—
2.2 Inflamables-condensables	—	—	*(4)	—	—
2.3 No inflamables, no condensables, no tóxicos	*(1)	—	—	—	—
2.4 No inflamables, no condensables, tóxicos.	—	*(3)	*(4)	—	—
2.5 No inflamables, condensables, no tóxicos.	—	—	—	—	—
2.6 No inflamables, condensables, tóxicos	—	—	*(4)	—	—
2.7 Mezclas de vapor y líquido	—	—	*(4)	—	—
3. Gases, excedentes de procesos.					
3.1 Inflamable, tóxico o no tóxico	—	*	—	—	—
3.2 No inflamable, tóxico	—	*(3)	*(4)	—	—
3.3 No inflamable, no tóxico	*	—	—	—	—
4. Líquidos de proceso:					
4.1 Líquidos (5) de válvulas de seguridad	—	—	*(10)	*(6)	—
4.2 Líquidos de válvulas de evacuación	—	—	*(4)	—	—
4.3 Líquidos de purgas (8)	—	—	—	—	*(9)
4.4 Líquidos de proceso	—	—	*	—	*(9)
4.5 Agua	—	—	—	—	*(9)
4.6 Purgas de válvulas de seguridad	—	—	—	—	*(9)
5. Vapor de agua y otros fluidos:					
5.1 Descarga de vapor a presión o de escape.	*	—	—	—	—
5.2 Evacuación de calderas	—	—	*	—	—
5.3 Purgas de condensado de vapor de agua.	—	—	*	—	*(11)
5.4 Vapor de agua condensado de recalentadores	—	—	*	—	—
5.5 Drenajes de superficie	—	—	—	—	*(11)

(1) Llevará una inyección de vapor de agua en el tubo de descarga.

(2) Cuando no haya líquido presente en la válvula de descarga.

(3) Preferible pasar los vapores a través de una antorcha de quemar, pero solo si se descompone por el calor sin formación de productos.

(4) Estudiar si requiere absorción o neutralización suplementaria fluidos tóxicos, la cual deberá instalarse en caso afirmativo.

(5) Fluidos líquidos a presión y temperatura atmosférica desfavorables que caen en el lugar.

(6) Se aplica, particularmente la descarga de bombas de hidrocarburos calientes que alivian a la línea de succión. Las descargas de válvulas de seguridad que retornan al sistema deben ir a zonas de temperatura aproximadamente igual.

(7) A la presión y temperatura atmosférica más desfavorable que reine en el lugar.

(8) Se suponen cantidades muy pequeñas no extraídas continuamente (excepto agua) de válvulas generalmente de 3/4 pulgadas y menores.

(9) Si es tóxico, corrosivo o peligroso por otras causas, la descarga se efectuará a drenajes adecuados.

(10) Las válvulas de seguridad de intercambiadores de calor pueden descargar separadamente a un depósito con escape a una chimenea de evacuación, por el que se comprueba la pérdida de válvulas y se mantengan los drenajes limpios de hidrocarburos. Las válvulas preparadas para descargar grandes cantidades se conectarán directamente a los sistemas de evacuación.

(11) Si no se recoge en un sistema de recuperación de condensados y solo en cantidades muy pequeñas; si es abundante deberá enfriarse previamente.

Figura M.9.2.4-1. Destino de los fluidos descargados por las válvulas de seguridad, de evacuación, purgas y venteo.

- **Inspecciones y pruebas**

La columna de destilación debe ser sometida a las siguientes inspecciones y pruebas, según la Instrucción Técnica Complementaria (ITC) MIE AP6:

- En el taller del instalador, a un examen visual o control dimensional, y a una prueba de presión con la columna completamente llena de agua (líquido de prueba, recomendado por [8]).
- En el lugar de emplazamiento, a un examen visual, en el que se efectuará un control dimensional (si no se ha realizado en el taller), y a una prueba de presión, en caso de que la columna haya sufrido alguna anomalía durante el transporte, o que se detecte algún fallo, real o aparente, durante la inspección.
- Periódicas, que serán, de manera general, tres.
 - La primera (nivel de inspección A), una inspección exterior que consistirá, como mínimo, en una inspección visual de las zonas sometidas a mayores esfuerzos y a mayor corrosión, en una comprobación de espesores por ensayos no destructivos.
 - La segunda (nivel de inspección B), una inspección interior que consistirá, al menos, en una completa inspección visual de todas las partes sometidas a presión. Cuando no pueda llevarse a cabo por imposibilidad física o razones técnicas justificables, se sustituirán por los ensayos no destructivos necesarios que garanticen una seguridad equivalente, o por una prueba de presión.
 - La tercera (nivel de inspección C), una prueba de presión, que consistirá en una prueba hidrostática.

El fluido de prueba (agua) se utilizará a temperatura ambiente, y durante la prueba su temperatura no deberá ser inferior a 10 °C. Se mantendrá el tiempo necesario para examinar la columna y observar si se producen fugas o deformaciones. Durante las pruebas, no debe sobrepasarse el valor del 90% del límite elástico del material a la temperatura de prueba.

Respecto al agente inspector de las pruebas, en base a la ITC EP-3, y según la categoría de la columna (categoría o clase I, estipulada en el anexo IV), las pruebas deberán ser llevadas a cabo de acuerdo a la siguiente tabla (figura M.11.2.2-2):

AGENTE Y PERIODICIDAD DE LAS INSPECCIONES PERIÓDICAS DE RECIPIENTES			
Clasificación del recipiente (art. 3.3)	Nivel de inspección (Anexo)		
	A	B	C
Clase 1	Inspector propio 4 años	O.C.A. 6 años	O.C.A. 12 años
Clase 2	Inspector propio 4 años	O.C.A. 8 años	O.C.A. 16 años
Clase 3	Inspector propio 6 años	Inspector propio (*) 10 años	No requiere
Clase 4	Inspector propio 6 años	Inspector propio 12 años	No requiere
Clase 5	Inspector propio 8 años	No requiere	No requiere

(*) En caso de equipos especiales, las inspecciones de nivel B de la clase 3 se realizarán por OCA.

Figura M.9.2.4-2. Agente y periodicidad de las inspecciones de recipientes (ITE MIE AP6)

Por tanto, se concluye que:

Inspección A	Inspector propio cada 4 años
Inspección B	O.C.A. cada 6 años
Inspección C	O.C.A. cada 12 años

9.1.5. Mejora ambiental

Dentro del marco de seguridad medioambiental, y para justificar las medidas a realizar en este contexto, nos basamos en una gestión eficiente enmarcada en los principios del desarrollo sostenible:

- Integración de medidas y actuaciones concretas que colaboran al desarrollo de la *Sociedad*.
- Protección del *Medio Ambiente*.
- Potenciar la *Mejora Continua* en la planta.

Las medidas concretas para conseguir una mejor compatibilidad con el entorno, pasan por la elaboración de un estudio de impacto ambiental (documento de estudio con entidad propia), la integración energética de las corrientes del proceso (véase punto...) y la utilización de cogeneración como proceso para obtener energía.

Así, para la minimización del impacto ambiental, se proponen:

- **Objetivos cuantitativos de mejora** en cuanto a la utilización de los recursos naturales.
- Impulsar el **control y seguimiento de las potenciales situaciones ambientales**.
- **Minimizar el impacto ambiental** de las actividades y **mejorar su gestión**.

9.2. Recopilación de resultados

9.2.1. Introducción: características principales y equipos

La columna tiene como finalidad principal la separación en dos corrientes de una mezcla inicial de cinco componentes lineales del rango n-pentano a n-nonano (ambos inclusive), fracción que corresponde a las naftas ligeras.

Estrictamente, los elementos que forman parte de todo proceso de destilación son:

- **Columna de destilación (CD).** En dicha columna se pretende separar los 5 componentes presentes en la corriente de alimentación. Se trata de una torre de platos que lleva a cabo un proceso de destilación con rectificación.
- **Condensador (AE):** Se trata de un aerorefrigerante, que actúa como condensador total, para condensar la corriente de cabeza, en estado vapor. El líquido generado en este equipo desciende por gravedad al acumulador de reflujo.
- **Acumulador de reflujo (ARF).** Almacena el líquido procedente del aerorefrigerante durante un breve periodo de tiempo (unos 15 minutos), para asegurarse que el fluido posteriormente bombeado es líquido.
- **Bombas de alimentación, reflujo, destilado y residuo (BF, BR, BD, BW):** Aspiran e impulsan la fracción del líquido procedente del acumulador. El destilado y el residuo son impulsados a los diferentes intercambiadores de calor. Serán bombas centrífugas.
- **Calderín o rehervidor (C):** Vaporiza parcialmente la corriente procedente del fondo de la columna, dando lugar a un vapor, que retorna a la columna, y una corriente líquida, que se retira del sistema para ser transportada a otra unidad.
- **Conexiones:** Redes de tuberías.

- **Cambiadores de calor (ICF/D, ICF/W, ICF/O, ICWA/D, ICWA/W).** Se tratan de cambiadores de carcasa y tubos que realizan la función de calentar un fluido frío por medio de un fluido caliente, que a su vez se enfría, sin perderse ninguna parte del calor transferido.
- **Depósitos de almacenamiento (DAF, DAD, DAW).** Son usados para guardar y/o preservar las naftas ligeras a presión ambiente.
- **Válvulas:** de compuerta, retención y globo. Regulan el paso del fluido por toda la planta.

9.2.2. Condiciones de operación de la columna de destilación

- **Presión:** La presión absoluta promedio es de 2 atm (202.650 Pa), que es la recomendada, si otros condicionante son lo impiden (referencia [6]) con el fin de emplear agua o aire como fluido refrigerante en el condensador (anexo II).

La presión varía a lo largo de la columna, debido a las pérdidas de carga en los platos. Se tendrá, pues, la mayor presión en el plato inferior. No obstante, esta variación es pequeña y, para este proyecto, se ha considerado que la presión es constante a lo largo de la columna.

- **Temperatura:** La temperatura varía a lo largo de cada columna, dado que en cada plato existen unas condiciones concretas. Como valores representativos, se muestran las temperaturas en tres zonas de la columna:

Plato	Temperatura (°C)
Plato primero	89,86
Plato de alimentación	115,49
Último plato	128,59

Por otra parte, la temperatura máxima se alcanza en el calderín, por ser ahí donde se encuentran los componentes menos volátiles. La corriente de vapor que se recircula a la columna desde el calderín va a esta temperatura máxima, por lo que será la que deba emplearse como referencia a la hora de seleccionar la temperatura de diseño:

Temperatura calderín (°C)	134,44
----------------------------------	--------

- **Condición de alimentación:** por haberse considerado líquido saturado, se afirma que la condición de alimentación es 1.
- **Condición de reflujo:** La condición de reflujo se ha calculado como 1,45 veces la relación de reflujo mínima (calculada con el método de Underwood), por ser éste valor el recomendado para condensación con aire (anexo II). Según se hable de relación de reflujo interna o externa, se tiene:

Reflujo interno (L/V)	0,698
Reflujo externo (L/D)	2,310

- **Caudal de alimentación:** 1000 ton/día.

9.2.3. Especificaciones. Composición, caudal y temperatura de las corrientes de entrada (D) y salida (W)

Especificaciones de partida en **apartado 10**:

- **Alimentación**

Ver tabla M.9.2.

- **Destilado**

T_D (°C)	89,86
---------------------------	--------------

Componente	x _D (molar)	Cantidad (kmol/día)	Cantidad (ton/día)
N-pentano	0,218	806,7	58,2
N-hexano	0,773	2860,8	246,5
N-heptano	0,010	35,9	3,6
N-octano	0	0	0
N-nonano	0	0	0
Total	1	3703,4	308,3

- **Residuo**

T_w (°C)		134,44	
Componente	x_w (molar)	Cantidad (kmol/día)	Cantidad (ton/día)
N-pentano	0	0	0
N-hexano	0,049	317,9	27,4
N-heptano	0,551	3556,5	356,4
N-octano	0,260	1681,1	192,0
N-nonano	0,140	903,4	115,9
Total	1	6458,7	691,7

- **Resto de corrientes**

Aquí se enumeran las corrientes que salen y entran de la columna, pero no del proceso global. Su temperatura varía a lo largo de la columna.

L (kmol/día)	8553,4	L' (kmol/día)	18715,5
V (kmol/día)	12256,8	V' (kmol/día)	12256,8

9.2.4. Número de platos reales, número de etapas y plato de alimentación

El número de platos mínimo para alcanzar la separación especificada es 10; el número de platos teóricos es 15. Con una eficacia global de un 60%, se tiene que los platos reales son 25:

NPR en rectificación	15
NPR en agotamiento	10
NPR totales	25

(Nota: la coincidencia de NPR en rectificación con NPT, y de NPR en agotamiento con NPT mínimo, es mera casualidad)

Que, junto al rehervidor, conforman 26 etapas de equilibrio. Obsérvese que, por tratarse platos reales, las 25 etapas correspondientes a 25 platos no suponen 26 equilibrios, sino que el conjunto de todas ellas equivalen al número de equilibrios necesarios para alcanzar las especificaciones impuestas.

De acuerdo a la tabla, la alimentación se introduce entre los platos 15 y 16, sobre el plato 15, por ser líquida.

9.2.5. Diseño hidráulico de la columna de destilación

Se muestran las características de los platos según las condiciones de operación y las especificaciones deseadas. Se ha llegado a la conclusión de que **toda la columna puede usar el mismo tipo de plato**, con las mismas dimensiones características. El hecho de haber podido efectuar un diseño de esta forma, conservando el mismo diámetro para las dos zonas, hace que no haya una distinción geométrica entre las zonas de rectificación y agotamiento (cambios de diámetro en ambas zonas, platos diferentes). Así se garantiza que, aunque el plato “F” para el sistema que está en proyecto es uno concreto, si este plato debe ser cambiado (cambios en la temperatura de la alimentación, por ejemplo), puede hacerse, siempre y cuando la columna sea capaz de resistir el caudal impuesto si éste se ve aumentado o reducido. En otras palabras, se tiene un equipo flexible capaz de actuar frente a diferentes exigencias en lo que se refiere a composición y temperatura de la alimentación.

En el anexo III se muestran los cálculos realizados.

Tabla M.9.2.5-1. Características hidráulicas	
Diámetro de plato * –T– (m)	2,743
Longitud derramadero – W – (m)	1,920
Distancia entre vertederos –z– (m)	1,954
Área total del plato, A_t (m²)	5,909
Área del vertedero, A_v	0,518
Área neta, A_n	4,873
Área activa, A_a (m²)	4,585
Área de las vigas, A_{vigas} (m²)	0,288
Área de los orificios, A_o (m²)	0,296
Diámetro de orificios, d_o (m)	0,0045
Nº de orificios	18593
Distancia entre orificios (pitch – p') (m)	3,75

* Coincide con el diámetro interno

Por otra parte, el espaciamiento entre platos para ambas zonas es:

t (m)	0,6
--------------	-----

9.2.6. Diseño mecánico en la columna de destilación

Las características relativas a la envolvente de la torres son las mismas para ambas zonas, ya que tiene el mismo diámetro interno.

Tabla M.9.2.6-1. Características mecánicas	
Carcasa cilíndrica	
Espesor	15,9 mm
Altura	18,1 m
Diámetro exterior	2,8 m
Cabeza y fondo	
Altura	0,6 m
Radio mayor	2,7 m
Radio menor	2,7 m
Faldilla	55,7 mm
Altura columna (sin faldón)	16,6 m
Faldón	
Espesor	15,9 mm
Altura	2,6 m
Altura total columna	19,2 m
Aislamiento	
Espesor (m)	0,11
Acabado	
Espesor (mm)	0,61
Diámetro exterior total	
D_O (m)	3,004
Escalera	
Ver apartado 8.2.3	
Plataformas	
Número	3
Bocas de hombre	
Número	3
Diámetro (in)	24

9.2.7. Diagrama del balance de materia resuelto de la columna de destilación

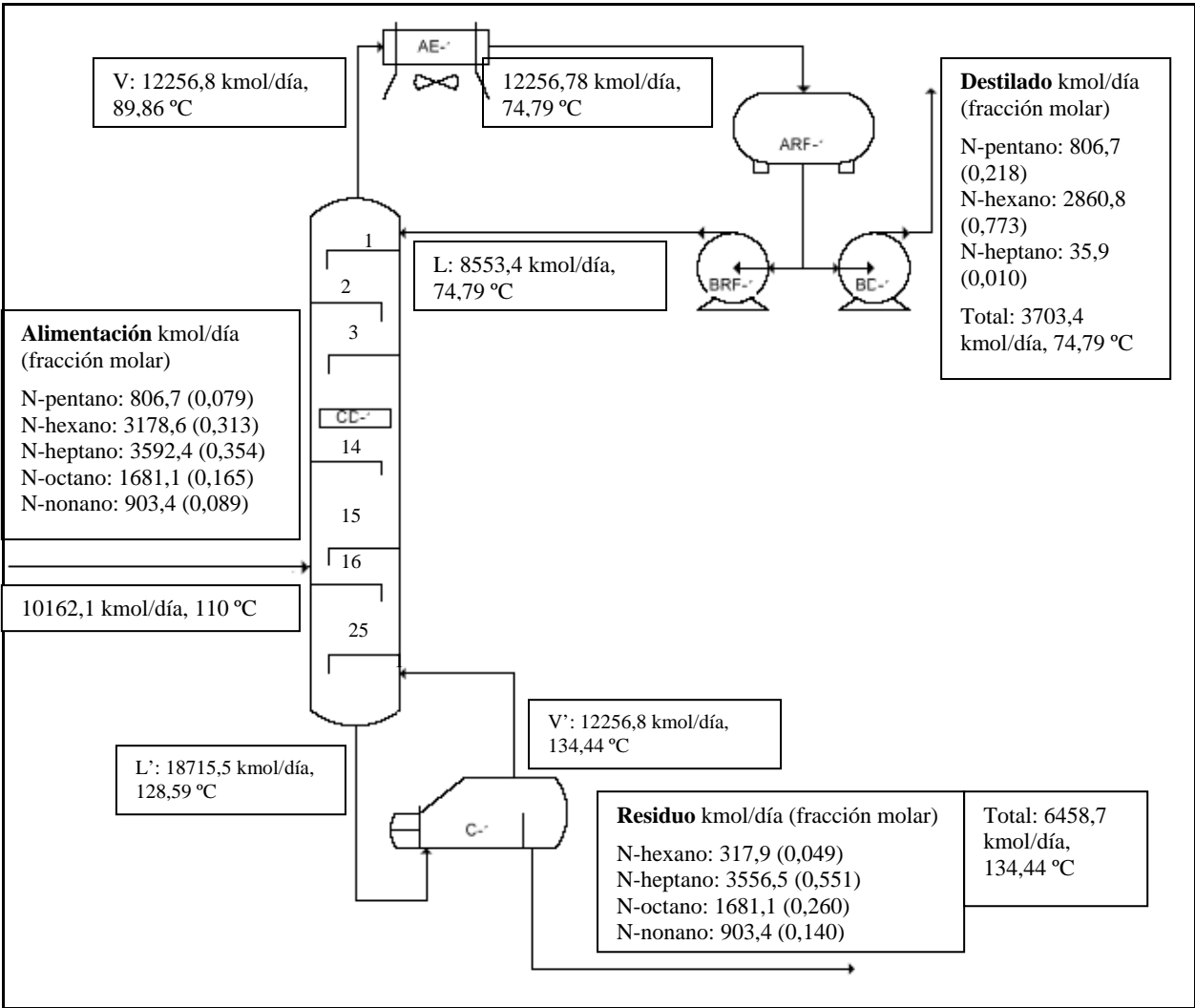


Figura M.9.2.7-1. Diagrama de bloques etiquetado de la columna

9.3. Equipos de transmisión de calor

9.3.1. Introducción. Transferencia de calor

El enfriar y el calentar son operaciones vitales en la industria del petróleo, como es en nuestro caso, concretamente para el diseño de la columna de destilación. Es necesario que los ingenieros químicos comprendamos que los principios de transferencia de calor son importantes para diseñar, seleccionar o mantener los equipos de intercambio de calor.

Los mecanismos de transferencia de calor sin transferencia de masa son: conducción, convección y radiación. La transferencia de calor ocurre siempre que existan regiones con temperaturas diferentes y que puedan comunicarse entre sí. El calor fluye de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura. El equilibrio se alcanza cuando las temperaturas de ambas regiones sean iguales. El equilibrio es independiente del contenido calorífico (energía térmica) de las regiones. En nuestro caso nos encontramos en la conducción: en la mayoría de los intercambiadores de calor hay paredes metálicas (tubos) que separan un fluido de otro que está a una temperatura distinta. El calor del fluido más caliente pasa a través de la pared de separación al fluido más frío.

La transferencia de calor ocurre siempre que existan regiones con temperaturas diferentes y que puedan comunicarse entre sí. El calor fluye de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura. El equilibrio se alcanza cuando la temperatura de ambas regiones sean iguales. El equilibrio es independiente del contenido calorífico (energía térmica) de las regiones.

La transferencia de calor depende de:

- La diferencia de temperatura de los fluidos: cuanto mayor es la diferencia de temperatura entre dos sustancias, mayor es la fuerza que causa transferencia de calor.
- El área de intercambio térmico: cuanto mayor es el área más calor puede ser transferido, siempre que los demás parámetros no se vean afectados.
- La naturaleza de las sustancias que intercambian calor.

9.3.2. Intercambiadores de carcasa y tubos

Este tipo de intercambiadores es el más utilizado en las refinerías y plantas químicas en general debido a que:

- Proporciona flujos de calor elevados en relación con su peso y volumen.
- Es relativamente fácil de construir en una gran variedad de tamaños.
- Es bastante fácil de limpiar y de reparar.
- Es versátil y puede ser diseñado para cumplir prácticamente con cualquier aplicación.

Los cálculos y anotaciones obtenidos presentados en este apartado se encuentran en el Anexo V del presente proyecto.

9.3.2.1. Códigos constructivos

- “*Rules for Construction of Pressure Vessels, División I*” que forma parte de la sección VIII del ASME, Boiler y Pressure Vessel Code (American Society of Mechanical Engineers).
- “*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*” (normas TEMA), sirve para complementar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de intercambiadores de calor del tipo carcasa y tubos (diferente a la construcción de tubería doble). El diseño de la clase R (nuestro caso) de la TEMA es “para los requisitos generalmente severos de las aplicaciones petroleras y de procesos relacionados. Los equipos fabricados según esas normas se diseñan para obtener seguridad y duración de servicio riguroso y las condiciones de mantenimiento que se requieren en esas aplicaciones”. El diseño de clase C de la TEMA es “para los requisitos comúnmente moderados de las aplicaciones industriales y generales de proceso”, mientras que al clase B de la TEMA es “para servicios de procesos químicos”.
- “*Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services*”, API Standard 660, la publica el American Petroleum Institute, para complementar tanto las normas TEMA como el código ASME.

Las presiones y las temperaturas de diseño para los intercambiadores se especifican, normalmente, con un margen de seguridad que va más allá de las condiciones esperadas en servicio. La presión de diseño suele ser, en general, aproximadamente 172 kPa (25 lb_f/in²) mayor que la máxima

esperada durante el funcionamiento o al detenerse la bomba. La temperatura de diseño es, normalmente, de 14 °C (25 °F) más alta que la temperatura máxima de servicio [9].

Los tipos principales de intercambiadores se muestran en la figura 13.3.2.1:

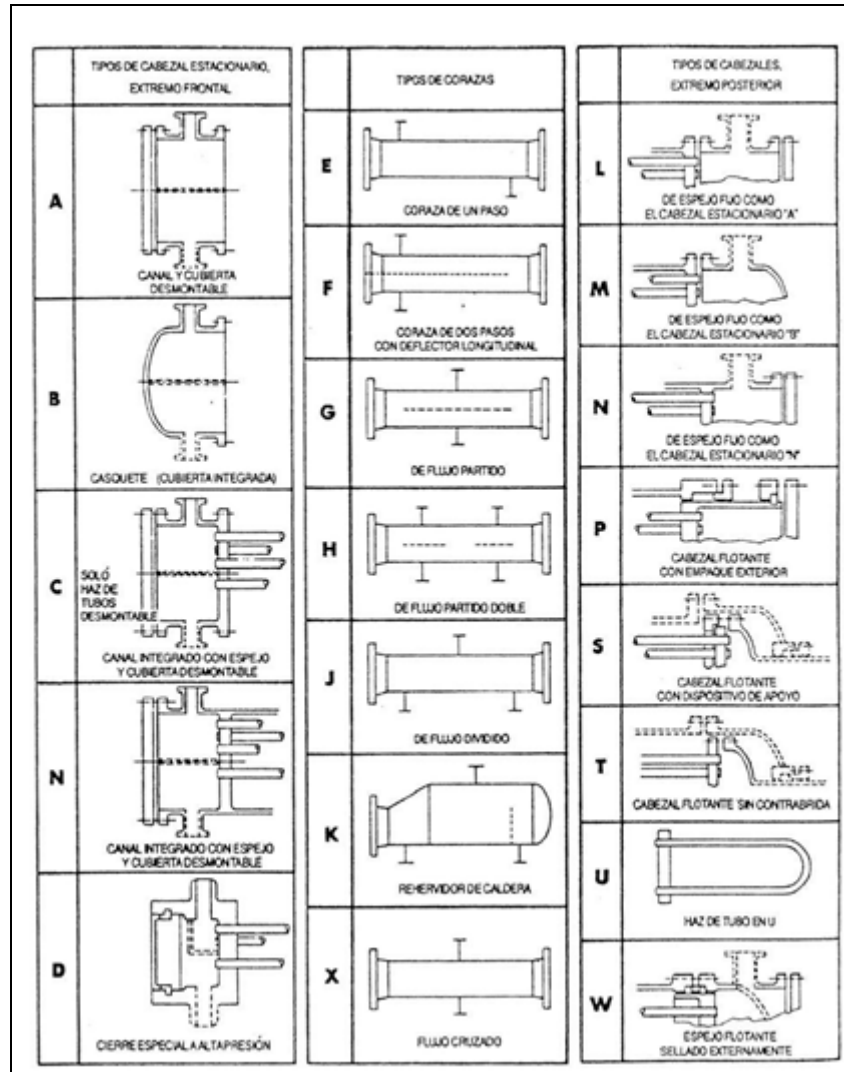


Fig. M.9.3.2.1. Designación tipo TEMA para intercambiadores de carcasa y tubos.

9.3.2.2. Características generales de los intercambiadores de carcasa y tubos

Intercambiadores de calor de carcasa y tubos:

- Calderín o rehervidor
- Intercambiadores líquido-líquido:
 - Cambiadores: ICF/D e ICF/W
 - Calentadores: ICF/O
 - enfriadores: ICWA/D e ICWA/W

Conjunto haz-carcasa: número de pasos

Usaremos intercambiadores 1-2 de flujo paralelo-contracorriente, donde el líquido de la carcasa fluye en un paso y el líquido del lado de los tubos lo hace en dos pasos, siempre y cuando los valores de la eficacia de éstos sean superiores a 0,8. Por tanto, al ser la eficacia de todos los intercambiadores alta (la menor es de 0,895), podemos decir que la elección ha sido acertada.

Número de pasos: 1 por el lado de la carcasa y 2 por el lado de los tubos.

Haz de tubos

El haz de tubos consta de tres partes principales: tubos, cabezales y deflectores. Los tubos son necesarios para mantener los fluidos separados. Los cabezales están por la misma razón y los tubos están sujetos a los cabezales. Los deflectores dirigen el flujo del líquido en la carcasa. Los tubos están distribuidos en el cabezal según una de las tres configuraciones siguientes:

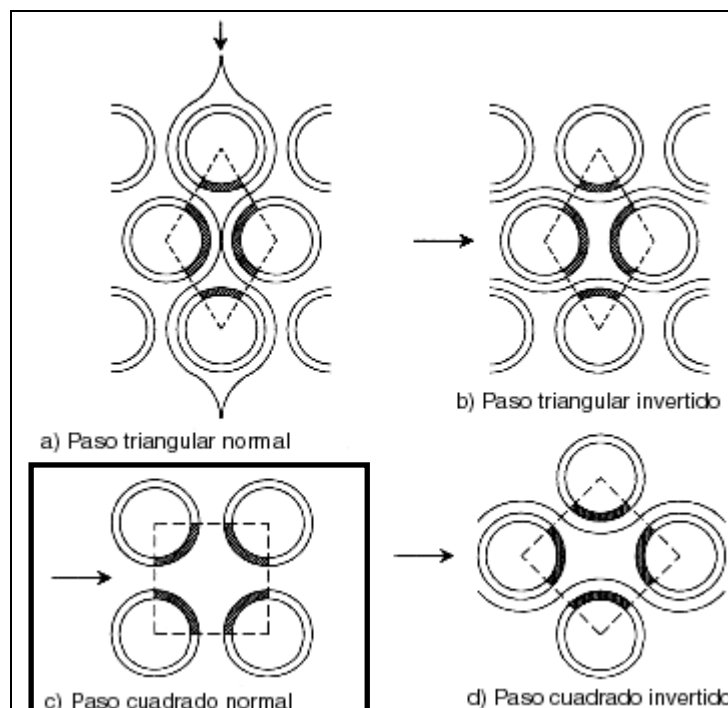


Fig. M.9.3.2.2-1. Disposición de los distintos tubos del haz (intercambiadores de carcasa y tubos), en nuestro caso, apartado c).

Nos quedaremos con la disposición cuadrangular, ya que este tipo permite la fácil limpieza exterior de los tubos.

Material de los tubos

Al trabajar con altas temperaturas (134,44 °C para el calderín, por ejemplo), el material propuesto que más se acerca a nuestros requisitos ha sido el **acero al carbono SA-106 Gr. B** ($T < 450\text{ °C}$).

Diámetro, espesor y longitud de los tubos

- **Diámetro externo de $\frac{3}{4}$ in** por ser el mínimo diámetro exterior permitido por la norma **API Standard 660**; siendo el que se emplea con mayor frecuencia en las plantas químicas y refinerías de petróleo.
- Los tubos empleados en la construcción de intercambiadores de calor normalmente responden a las normas dimensionales BMG (Birmingham Wire Gage). Casi todos los intercambiadores se construyen utilizando tubos de $\frac{3}{4}$ in (19 mm) o de 1 in (25,4 mm) [43]. El espesor del tubo se elige de acuerdo al cálculo mecánico según la presión y temperatura de trabajo del equipo. Así, el **espesor** que hemos seleccionado es **14 BMG (0,083 in)**, valor mínimo de espesor establecido para aceros al carbono por la norma API Standard 660 y suficiente para resistir los requerimientos de presión y corrosión.
- Para la **longitud de los tubos** hemos seleccionado **20 ft**, por ser la más común.

Pitch

La distancia entre tubos adyacentes para la disposición cuadrada debe ser tal que la anchura mínima para la limpieza sea de $\frac{1}{4}$ in. Por tanto, teniendo en cuenta el diámetro exterior de los tubos, resulta un pitch de **1 in**.

Número de tubos

El número de tubos que entra en una carcasa está estandarizado por las **normas TEMA**. Para el conjunto diámetro exterior de tubos, pitch y número de pasos hay una serie de valores determinados, de manera que el objetivo será calcular el número concreto de tubos necesarios para cada intercambiador.

Carcasa o coraza

Las corazas se fabrican en *tuberías de acero*. El diámetro varía de acuerdo a las dimensiones de diseño del equipo, del mismo modo, el grosor de las paredes de la coraza, aumentando este de acuerdo a las presiones de operación y a las condiciones de corrosión del sistema para así aumentar la vida útil del equipo.

Material

- El material de la coraza será el **acero al carbono SA-283 Gr. C**, por ser uno de los aceros más usados en la construcción de recipientes a presión que no requieren altos espesores y económico.
- Por otra parte, para el caso del intercambiador líquido-líquido, el **cambiador ICF/O**, al usar el aceite térmico, genera unas temperaturas en la carcasa superiores a la temperatura límite de aplicabilidad del acero SA-283 C, 650 °F (343,61 °C). Por ello, se ha optado por fabricar dicha carcasa con un material similar a éste pero óptimo hasta temperaturas de 900 °F (482,61 °C), el **acero al carbono SA-285 Gr. C**.

Diámetro interior y espesor de la carcasa

En el caso particular del calderín, el diámetro interior de la carcasa inferior y el de la carcasa superior será un 60 % mayor. Con respecto al espesor de la misma, éste será el adecuado para resistir las presiones internas a la que la carcasa se ve sometida, si bien hay que tener en cuenta que las normas TEMA establecen un espesor mínimo para carcasas de diámetro superior a 12 in, con el fin de asegurarse de que puedan resistir

otro tipo de cargas, como son las producidas por el peso propio del equipo en los puntos de contacto de la carcasa con los soportes de apoyo o bien los esfuerzos debidos a la distancia comprendida entre apoyos y el mismo peso del equipo que tenderá a crear una flexión en la carcasa.

Tipo de carcasa

Según las normas TEMA, se utilizará carcasa de un solo paso, E para los intercambiadores líquido-líquido y carcasa rehervidor de caldera, K para el calderín.

Deflectores o baffles

Aumentando la turbulencia en el líquido se aumenta el coeficiente de transferencia de calor. Para inducir esta turbulencia fuera de los tubos, es costumbre emplear deflectores que hacen que el líquido fluya a través de la coraza en ángulo recto con el haz de tubos. Esto causa una considerable turbulencia aun cuando por la coraza fluya una cantidad pequeña de líquido.

Los deflectores también son utilizados como soporte del haz de tubos a fin de que estos no se pandeen a lo largo del intercambiador. Hay varios tipos de deflectores, los más usados son los deflectores segmentados, los cuales son hojas de metal perforadas cuyas alturas son generalmente el 75% del diámetro interior de la coraza. Estos se conocen como deflectores de 25% de corte.

Los deflectores deben ser mantenidos en posición de modo firme, dado que cualquier vibración con respecto a los tubos podría desgastar la pared de los mismos y destruirlos. Para fijar los deflectores se utilizan las barras separadoras (“tie rods”). Son barras que recorren longitudinalmente el intercambiador teniendo unos de sus extremos roscado a una de las placas tubulares. En estas barras se enhebran pedazos de tubo que actúan como separadores o posicionadores de los deflectores. Los deflectores están perforados de tal modo que pueden ser atravesados por las barras

pero no por los segmentos de tubo, que de este modo mantienen los deflectores en posición.

La cantidad mínima de barras separadoras que deben ser instaladas está normalizada por las normas T.E.M.A. Cuando se quiere determinar el número de tubos que puede contener una carcasa de cierto diámetro, se debe tener presente que la colocación de las barras separadoras reduce el espacio para la ubicación de los tubos.

Los deflectores deben ser agujereados para que puedan ser atravesados por los tubos. Las normas T.E.M.A. establecen que el diámetro con que deben taladrarse los agujeros serán $1/64''$ superior al diámetro exterior del tubo (0,4 mm) [43].

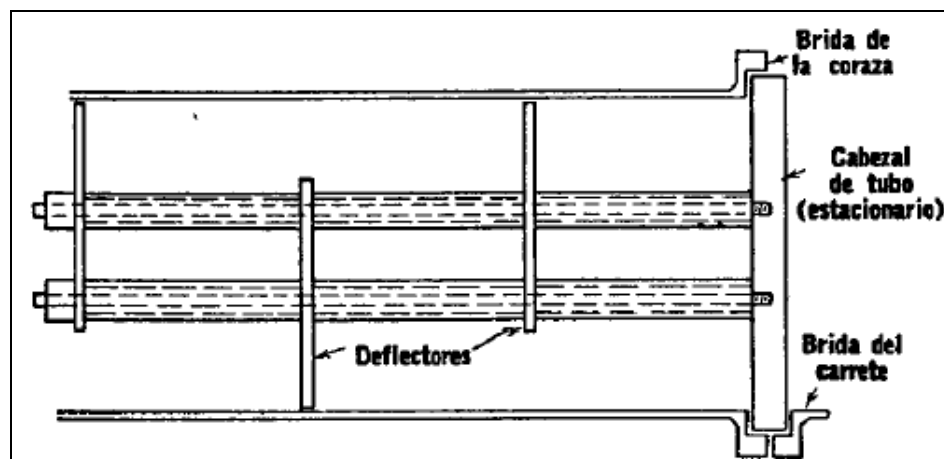


Fig. M.9.3.2.2-2. Espaciador de deflector

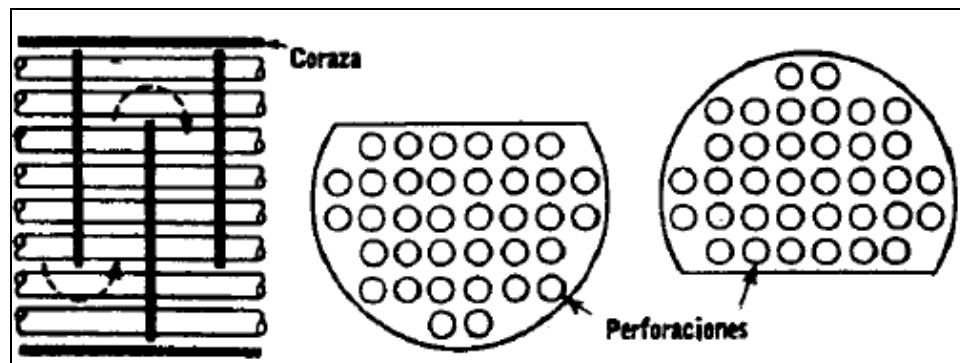


Fig. M.9.3.2.2-3. Detalle de deflector segmentado

Soportes

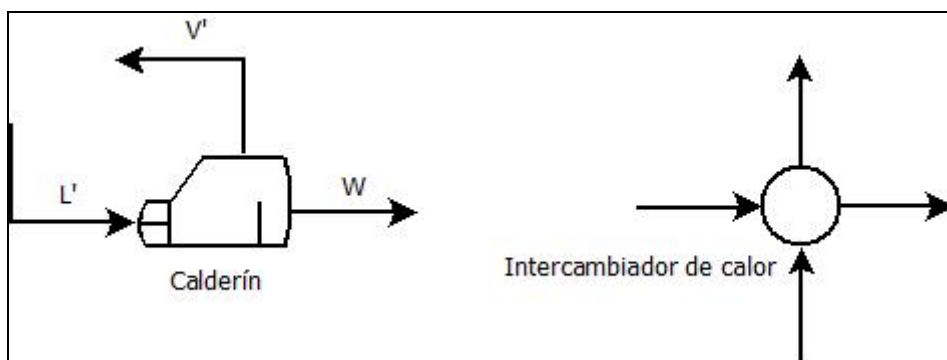
Los cambiadores de calor estarán soportados por medio de dos **silletas**, del **mismo material que la carcasa** (SA-283 Gr. C) y que irán soldadas a ésta de manera continua y directa.

Aislamiento

Al igual que la mayoría de los equipos de la planta proyectada, todos los intercambiadores, a excepción de los enfriadores (ICWA/D e ICWA/W), estarán aislados ya que la temperatura de la superficie es mayor a 60 °C. Del mismo modo, el aislante a emplear sería la colcha de **fibra de vidrio**, por tratarse del material más económico y posee una muy baja densidad y un límite máximo de temperatura (538 °C), el cual supera con un amplio margen la máxima temperatura de operación, en todos los casos; por lo que podemos decir que es una buena opción.

Conexiones

Sin tener en cuenta el fluido auxiliar, el calderín presenta tres conexiones: la entrada del líquido procedente de la columna de destilación, L' y dos de salida; una del residuo líquido, W y otra del vapor recirculado a la columna, V'. Los intercambiadores de calor líquido-líquido también tienen conexiones (las de entrada y salida de las parafinas que se desean calentar o enfriar). Las restantes conexiones de los restantes equipos de carcasa y tubos, al ser de diámetro superior al indicado, deberán ser **bridadas de tipo SORF y de serie 150**.



9.3.2.3. Intercambiadores de calor líquido-líquido

Es el más común, tiene casco de un paso, tubos de doble paso con canal y cubierta desmontable, cabezal flotante con dispositivo de apoyo, tiene desviadores transversales y placas de apoyo. Sus características son:

1. Permite expansión térmica de los tubos respecto al casco.
2. Permite el desmontaje
3. En lugar de dos pasos puede tener 4, 6 u 8 pasos.
4. Los desviadores transversales, con el porcentaje de paso y su separación modifican la velocidad en el casco y su pérdida de carga.
5. El flujo es contracorriente y a favor de corriente en la mitad de los tubos.

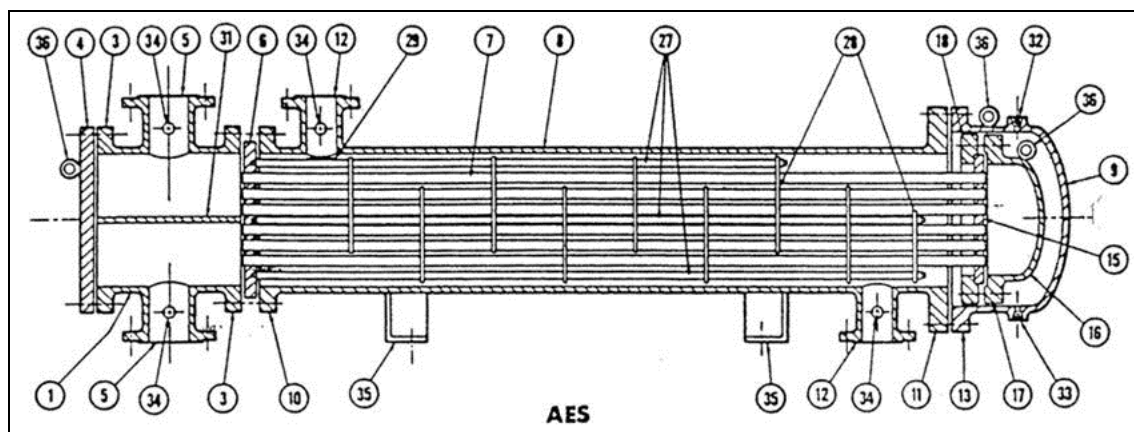


Fig. M.9.3.2.3. Intercambiador de cabezal flotante interno (con dispositivo de apoyo del cabezal flotante). Tipo AES.

- | | |
|--|--|
| 1. Cabezal estacionario, canal | 20. Brida de apoyo deslizante |
| 2. Cabezal estacionario, casquete | 21. Cubierta del cabezal flotante, externa |
| 3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete | 22. Faldón del espejo flotante |
| 4. Cubierta de canal | 23. Brida del prensa -estopas |
| 5. Tobera de cabezal estacionario | 24. Empaque |
| 6. Espejo estacionario | 25. Prensa-estopas |
| 7. Tubos | 26. Anillo de cierre hidráulico |
| 8. Coraza | 27. Bielas y espaciadores |
| 9. Cubierta de la coraza | 28. Deflectores Transversales o placas de apoyo. |
| 10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario | 29. Placa de Choque. |
| 11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior | 30. Deflector longitudinal. |
| 12. Tobera de la coraza | 31. Separación de paso. |
| 13. Brida de la cubierta de la coraza | 32. Conexión de Ventila. |
| 14. Junta de expansión | 33. Conexión de drenaje. |
| 15. Espejo flotante | 34. Conexión de Instrumentos |
| 16. Cubierta del cabezal flotante | 35. Albardilla de Soporte |
| 17. Brida del cabezal flotante | 36. Talón Elevador |
| 18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante | 37. Ménsula de soporte |
| 19. Anillo de corte dividido | 38. Vertedero |
| | 39. Conexión del nivel del líquido. |

Una vez que se conocen con detalle los fluidos con los que se va a trabajar, designar la trayectoria que éstos llevarán, es decir, qué fluido circulará por el interior de los tubos y cuál lo hará por la carcasa. Dicha decisión ha sido tomada en base a una serie de “reglas” [9]:

- El fluido a mayor presión, más corrosivo y más sucio va en los tubos.
- El líquido de mayor viscosidad (o un gas) y con menor pérdida de carga va por la carcasa.

9.3.2.3.1. Intercambiadores líquido-líquido: cambiadores

Los cambiadores ICF/D e ICF/W serán los primeros que nos encontremos en dicho proyecto. Estos cambiadores calentarán las parafinas lineales procedentes del depósito de almacenamiento de la alimentación, DAF (fluido frío) por medio de otro caliente (procedente del destilado, cabeza de la columna y del residuo, cola de la columna, respectivamente), el cual se enfría.

Trayectoria del flujo

- Tubos (fluido caliente): para el intercambiador ICF/D será el destilado y para el intercambiador ICF/W será la del residuo.
- Carcasa (fluido frío): Alimentación procedente del depósito de alimentación, DAF

9.3.2.3.1.1. Cambiador ICF/D

Este cambiador será el primero que se encuentre la alimentación por su paso por la planta. La función principal de este cambiador será elevar lo máximo posible la temperatura de dicha alimentación, la cual vendrá a temperatura ambiente (20 °C); al emplearse como agente calefactor la corriente parafínica de destilado de la columna.

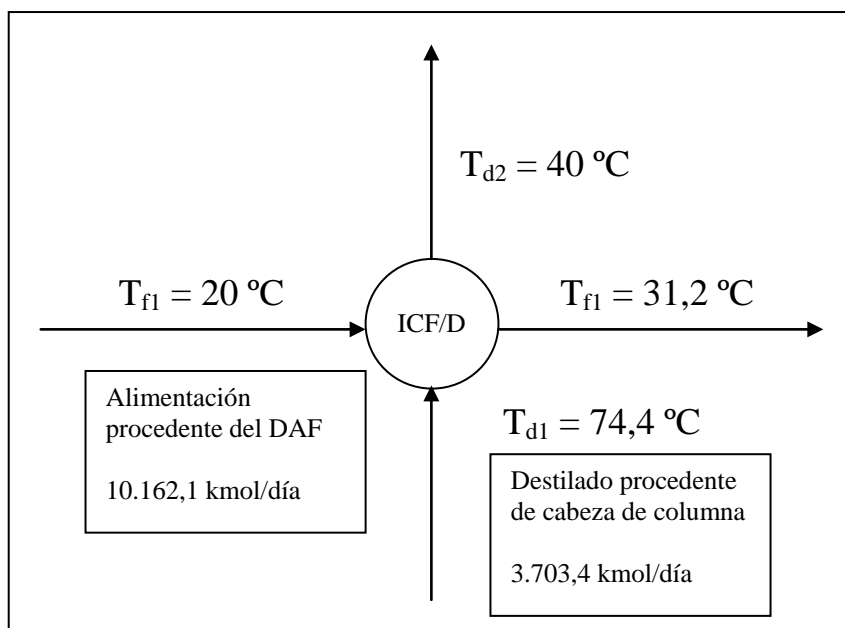


Fig. M.9.3.2.3.1.1. Diagrama de flujo del cambiador ICF/D

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	5,19
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	52
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	16,2

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro interior (mm)	559
Espesor (mm)	9,5
Nº pasos	1

Deflectores transversales

Tipo	Segmentados
Diámetro (m)	0,254
Segmento libre (m)	0,122
Espesor (mm)	3,2
Nº deflectores	7
Distancia entre deflectores (m)	0,33

Soporte

Tipo	Silletas
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	64

Tabla M.9.3.2.3.1.1. Especificaciones de diseño del cambiador ICF

9.3.2.3.1.2. Cambiador ICF/W

Este cambiador será muy similar al anterior, el cual recibe la alimentación procedente del cambiador ICF/D como agente refrigerante y, mediante la corriente de residuo procedente del calderín, la calentará hasta un valor de temperatura de 69 °C.

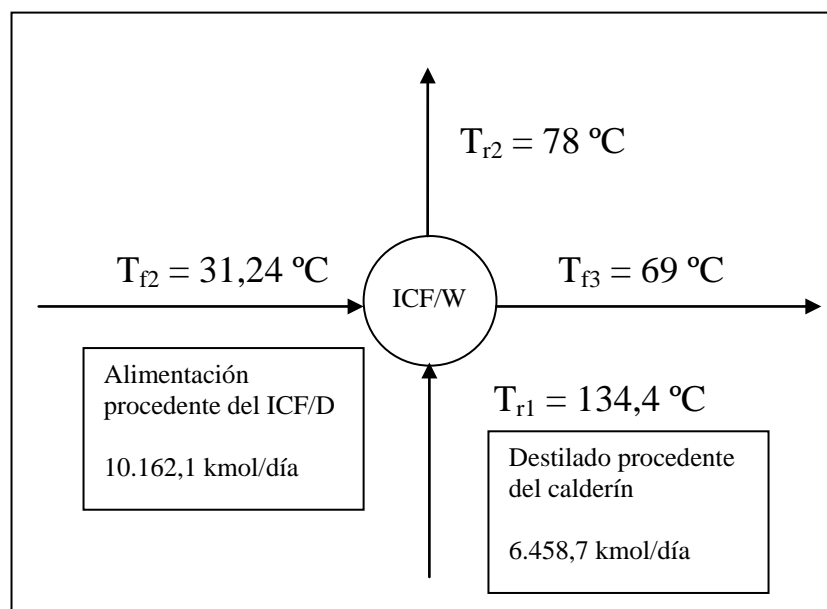


Fig. M.9.3.2.3.1.2. Diagrama de flujo del cambiador ICF/W

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	6,27
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	76
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	28,5

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro(m)	0,305
Espesor (mm)	9,5
Nº pasos	1

Soporte

Tipo	Sillets
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	64

Tabla M.9.3.2.3.1.2. Especificaciones de diseño del cambiador ICF/W

9.3.2.3.2. Intercambiadores líquido-líquido: calentador ICF/O

El objetivo de este calentador será calentar la alimentación de parafinas provenientes del intercambiador ICF/W hasta una temperatura próxima a la de burbuja (110 °C). El fluido calefactor es un aceite térmico (Therminol 66), el cual será necesario para llevar la alimentación hasta las condiciones requeridas.

La reducción de temperatura que experimenta el aceite no es una consecuencia satisfactoria del intercambio, de ahí que sea un calentador y no un cambiador.

El aceite térmico se encuentra a presión atmosférica y la alimentación a unas 2 atm. El aceite es un fluido ligeramente más sucio que la alimentación pero también mucho más viscoso, por ello, el aceite circulará por la carcasa y la alimentación por los tubos.

Trayectoria del flujo

- Carcasa (fluido frío): alimentación procedente del cambiador ICF/W
- Tubos (fluido caliente): Aceite térmico Therminol 66.

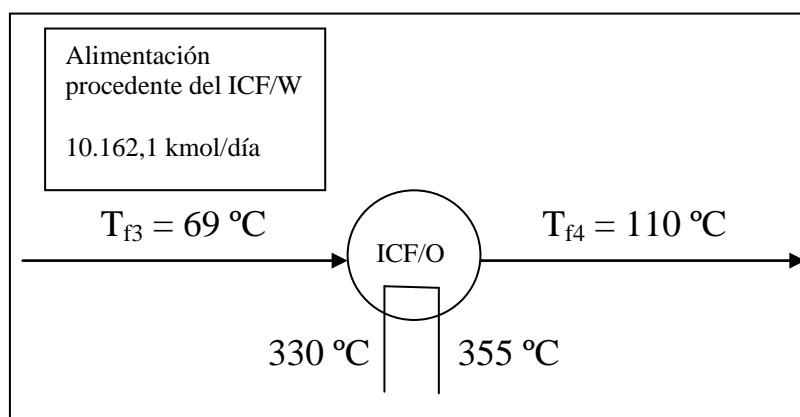


Fig. M.9.3.2.3.2. Diagrama de flujo del cambiador ICF/W

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	4,10
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	26
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	6,4

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro interior inferior (m)	0,203
Espesor (mm)	9,5
Nº pasos	1

Soporte

Tipo	Sillets
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	64

Tabla M.9.3.2.3.2. Especificaciones de diseño del cambiador ICF/O

9.3.2.3.3. Intercambiadores líquido-líquido: enfriadores

El objetivo de los enfriadores ICWA/D e ICWA/W es bajar la temperatura de las diferentes corrientes, destilado y residuo, respectivamente, antes de llegar a sus respectivos depósitos de almacenamiento, DAD y DAW.

Dicho almacenamiento se ha de realizar a una temperatura inferior a la de inflamabilidad de los compuestos (para el enfriador ICWA/D será de -6,5 °C, por el contrario, para el enfriador ICWA/W será de 20,1 °C).

Trayectoria del flujo

- Tubos (fluido caliente): alimentación procedente del cambiador ICF/D (en cuyo caso será el destilado) e ICF/W (en cuyo caso será el residuo).
- Carcasa (fluido frío): Agua.

9.3.2.3.3.1. Enfriador ICWA/D

Como se ha dicho en el apartado anterior, este enfriador tiene como objetivo reducir la temperatura a la que viene el destilado (40 °C) con el fin de que llegue al depósito de almacenamiento, DAD a una temperatura próxima a la ambiente.

Para ello, circulará un caudal de agua refrigerante debidamente calculado perteneciente a un circuito interno de la industria. Como hemos supuesto que dicho proyecto se hará en la zona de Algeciras, se cogerá el agua que tiene dicha ciudad. Dicha agua refrigerante tendrá una temperatura de intervalo próxima a la ambiente, ya que se cogerá de la dicha ciudad.

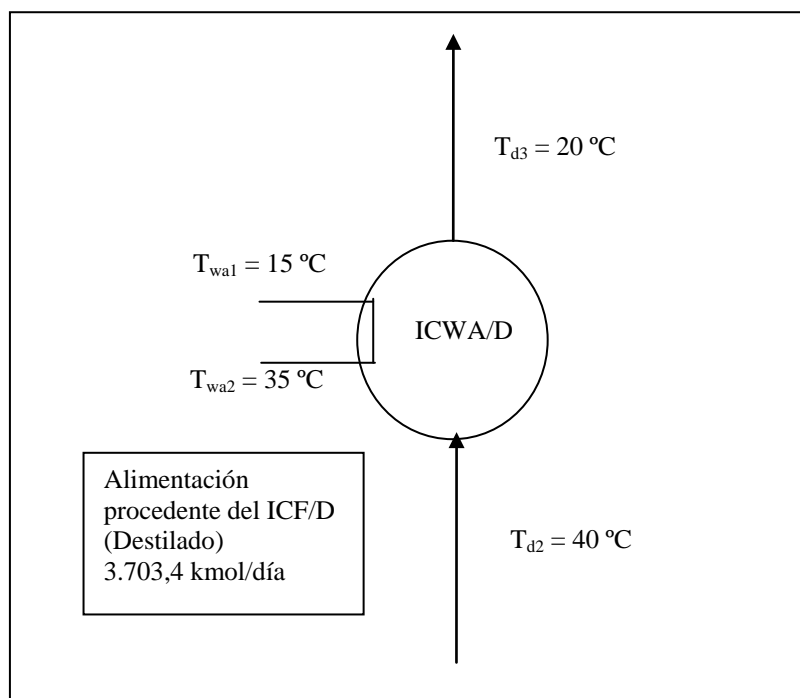


Fig. M.9.3.2.3.3.1. Diagrama de flujo del enfriador ICWA/D

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	6,02
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	270
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	97,2

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro interior superior (m)	0,864
Espesor (mm)	9,5
Nº pasos	1

Soporte

Tipo	Sillets
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	64

Tabla M.9.3.2.3.3.1. Especificaciones de diseño del cambiador ICWA/D

9.3.2.3.3.2. Enfriador ICWA/W

Al igual que el enfriador anterior, el enfriador ICWA/W tiene el mismo objetivo, es decir, reducir la temperatura a la que viene, en este caso, el residuo (78 °C) con el fin de que llegue al depósito de almacenamiento, en este caso, DAW a una temperatura próxima a la ambiente. Para ello, circulará un caudal de agua refrigerante debidamente calculado perteneciente a un circuito interno de la industria.

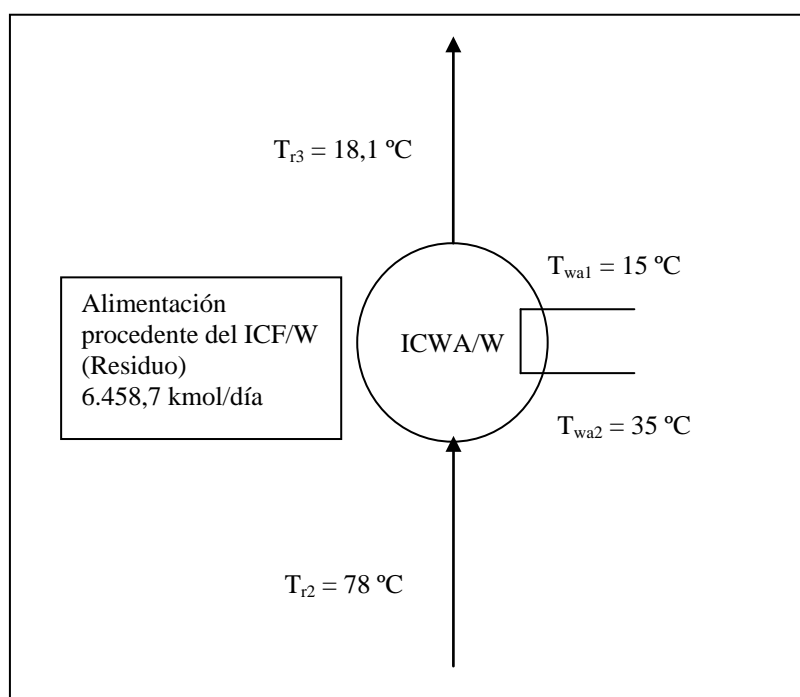


Fig. M.9.3.2.3.3.2. Diagrama de flujo del enfriador ICWA/W

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AES
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	5,19
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	52
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	16,2

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro interior (m)	0,56
Espesor (mm)	9,5
Nº pasos	1

Soporte

Tipo	Sillets
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	64

Tabla M.9.3.2.3.3.2. Especificaciones de diseño del cambiador ICWA/W

9.3.2.4. Calderín

El reboiler, rehervidor o calderín es un intercambiador de calor que conectado a la base de la columna de destilación proporciona calor necesario para devolver el vapor, V' al fondo de la columna y permitir así que se lleve a cabo la destilación.

Toda la descripción realizada se corresponde con el *reboiler* denominado *tipo Kettle (o marmita)*, donde la circulación de líquido dentro de la coraza está originada por diferencia de densidades y la vaporización origina que el líquido fluya hacia abajo mezclándose con el líquido fresco que entra en el calderín. Este rehervidor, se caracterizan, en la mayor parte de los casos, por un estado de circulación natural.

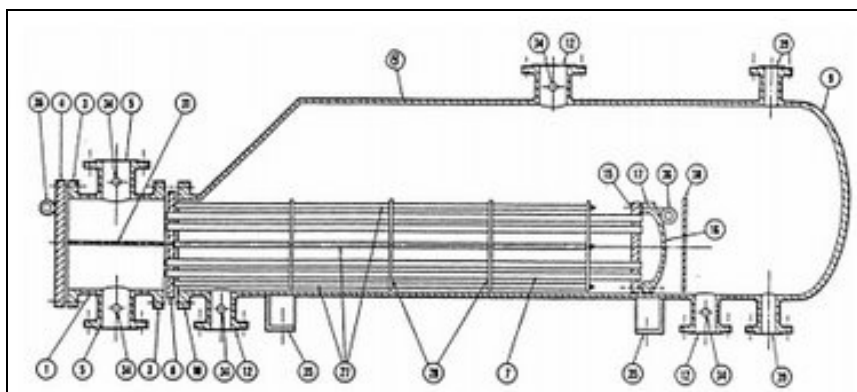


Fig.M.9.3.2.4. Rehervidor de cabezal flotante de caldera. Tipo AKT.

- | | |
|--|--|
| 1. Cabezal estacionario, canal | 20. Brida de apoyo deslizante |
| 2. Cabezal estacionario, casquete | 21. Cubierta del cabezal flotante, externa |
| 3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete | 22. Faldón del espejo flotante |
| 4. Cubierta de canal | 23. Brida del prensa -estopas |
| 5. Tobera de cabezal estacionario | 24. Empaque |
| 6. Espejo estacionario | 25. Prensa-estopas |
| 7. Tubos | 26. Anillo de cierre hidráulico |
| 8. Coraza | 27. Bielas y espaciadores |
| 9. Cubierta de la coraza | 28. Deflectores Transversales o placas de apoyo. |
| 10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario | 29. Placa de Choque. |
| 11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior | 30. Deflector longitudinal. |
| 12. Tobera de la coraza | 31. Separación de paso. |
| 13. Brida de la cubierta de la coraza | 32. Conexión de Ventila. |
| 14. Junta de expansión | 33. Conexión de drenaje. |
| 15. Espejo flotante | 34. Conexión de Instrumentos |
| 16. Cubierta del cabezal flotante | 35. Albardilla de Soporte |
| 17. Brida del cabezal flotante | 36. Talón Elevador |
| 18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante | 37. Ménsula de soporte |
| 19. Anillo de corte dividido | 38. Vertedero |
| | 39. Conexión del nivel del líquido. |

La construcción es similar a la del intercambiador de cabezal flotante interno con anillo dividido de respaldo, con la excepción de que la cubierta del cabezal flotante se sujeta directamente con pernos al panel de tubos flotante. El haz de tubos se puede retirar de la carcasa sin necesidad de

desmontar la cubierta de la carcasa ni la del cabezal flotante. Esta característica reduce el tiempo de mantenimiento durante la inspección y las reparaciones [9].

- La circulación de líquido dentro de la coraza está originada por diferencia de densidades.
- La vaporización origina que el líquido fluya hacia abajo mezclándose con el líquido fresco que entra al reboiler.
- Proveen una gran superficie de desenganche de vapores. Lord y colaboradores (1970) y Ludwig (1964) recomiendan diámetros de coraza entre un 30-60% mayores que el diámetro del mazo de tubos.

Elección del tipo de calderín

Se ha elegido el calderín tipo Kettle porque las situaciones en las que está recomendado su uso son coincidentes con las demandadas por la planta, es decir:

- *Área de transferencia* de calor requerido es grande: $9,04 \text{ m}^2$. Es grande ya que el caudal de líquido procedente de cola es alto (1.945 Tn/día), por otro lado, el gran porcentaje de dicho líquido que se ha de evaporizar, es decir, se tendrá que aportar un altísimo calor latente (28.054 kJ/kmol).
- *Minimización de la cantidad de líquido a la salida del calderín (residuo)*. El líquido de salida constituye un porcentaje inferior al 10 % de entrada.

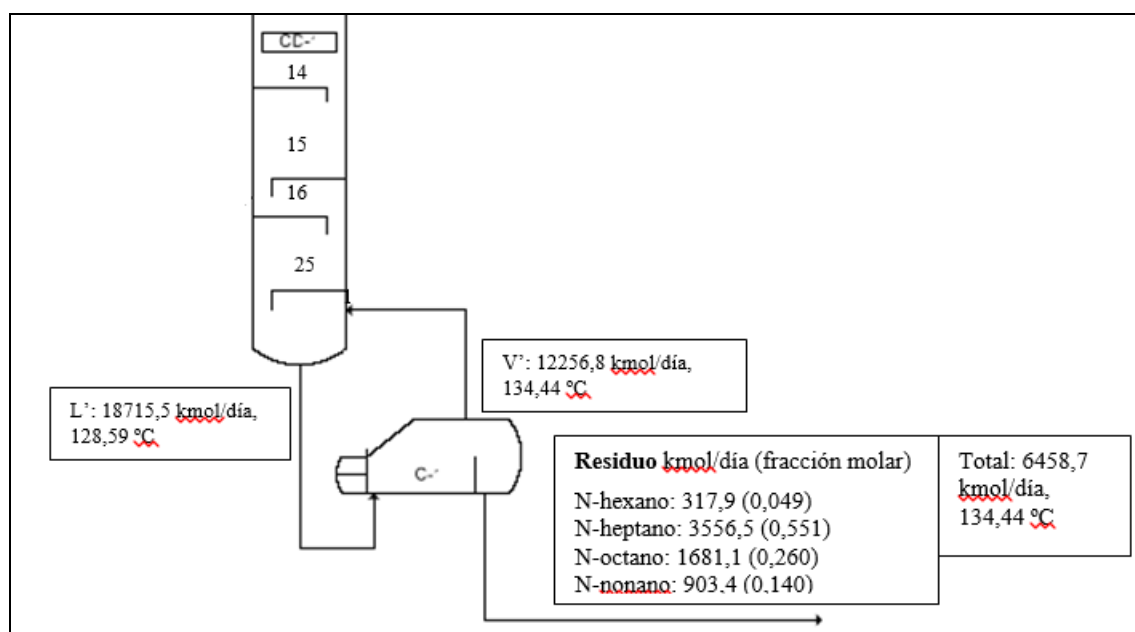


Tabla M.9.3.2.4. Diagrama del calderín con su balance de materia y temperaturas.

Ventajas del tipo Kettle

- Plato teórico
- Fácil de mantener
- Se desacopla el vapor
- Maneja viscosidad $> 0,5$ cP
- Fácil de controlar
- No hay límite en la carga de vapor

La columna de destilación lleva conectada a su base un reboiler tipo Kettle, el cual toma la corriente líquida, L' proveniente del fondo de la columna (2 atm), vaporizándola parcialmente a la carcasa, en una etapa equivalente a un plato teórico; para tal propósito se emplea aceite térmico (a presión atmosférica), que circulará por el interior de los tubos. El resultado es una corriente líquida, W que constituye el producto de colas o residuo.

Trayectoria de flujo

- Tubos (fluido caliente): Aceite térmico, Therminol 66.
- Carcasa (fluido frío): Líquido que sale de la cola de la columna, L' .

Caudales y composición de las corrientes

Fluido frío

Líquido fondo de la columna, L'		
Componentes	Composición molar en % (composición másica en %)	Caudal molar - kmol/día- y (caudal másico –Tn/día)
N-pentano	0,000	0,501(0,052)
N-hexano	0,092 (0,005)	1722,1 (179,0)
N-heptano	0,630 (0,059)	11793,1 (1225,6)
N-octano	0,199 (0,028)	3722,0 (386,8)
N-nonano	0,079 (0,015)	1478,3 (153,6)
Total	1	18716,0 (1945,0)

Tabla M.9.3.2.4-1. Caudales y fracciones molares y másicas de los componentes de la corriente del fondo de la columna.

Vapor de salida, V'		
Componentes	Composición molar en % (composición másica en %)	Caudal molar - kmol/día- y (caudal másico -Tn/día-)
N-pentano	0,000	0,449 (0,046)
N-hexano	0,115 (0,042)	1404,2 (143,6)
N-heptano	0,672 (0,551)	8236,6 (842,2)
N-octano	0,167 (0,297)	2041,0 (208,7)
N-nonano	0,047 (0,077)	575,0 (58,8)
Total	1	12257,2 (1253,3)

Tabla M.9.3.2.4-2. Caudales y fracciones molares y másicas de los componentes de la corriente vapor de salida del calderín.

Producto de colas o residuo, W		
Componentes	Composición molar en % (composición másica en %)	Caudal molar - kmol/día- y (caudal másico -Tn/día)
N-pentano	0,000	0,0
N-hexano	0,049 ()	317,9 (34,0)
N-heptano	0,551 ()	3556,5 (380,9)
N-octano	0,260 ()	1681,1 (180,0)
N-nonano	0,140 ()	903,4 (96,7)
Total	1	6458,7 (691,7)

Tabla M.9.3.2.4-3. Caudales y fracciones molares y másicas de los componentes de la corriente líquido de salida del calderín.

Fluido caliente

Aceite térmico	
Caudal másico (Tn/h)	212,4

Especificaciones de diseño

Código	TEMA “R”
Designación intercambiador	TIPO AKT/KETTLE
Posición intercambiador	Horizontal

Tubos

Material	SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (mm)	19,05
Espesor (mm)	2,1
Longitud (m)	5,8
Disposición	Cuadrada
Pitch (mm)	25,4
Nº tubos	26
Nº pasos	2
Área de transferencia (m²)	9,04

Carcasa

Material	SA-283 Gr. C
Diámetro interior inferior (m)	0,203
Diámetro interior superior (m)	0,325
Espesor (mm)	7,5
Nº pasos	1

Soporte

Tipo	Sillets
Material	SA-283 Gr. C

Aislamiento

Material	Colcha de fibra de vidrio
Espesor (mm)	102

Tabla M.9.3.2.4-4. Especificaciones de diseño del calderín C

9.3.2.5. Aerorefrigerante

Las justificaciones cuantitativas de los resultados mostrados en este apartado se localizan en el Anexo V.

9.3.2.5.1. Funcionamiento y características generales del aerorefrigerante

El aerorefrigerante es un equipo de intercambio térmico por convección que se utilizan para enfriar corrientes de proceso y en donde el medio de enfriamiento es el aire. En estos equipos el fluido de procesos circula por el interior de los tubos de transferencia y el aire exterior de los tubos [45].

La **ventaja** evidente de este equipo frente a uno refrigerado por agua, es que hace innecesario disponer de un circuito de agua de enfriamiento, evitándose la torre de enfriamiento, bombas de circulación, cañerías, sistemas de tratamiento de aguas, etc.

Dicho aerorefrigerante opera a una temperatura comprendida en el rango de 89,9 °C a 74,4 °C y una presión de operación de 2,2 atm. Cabe mencionar que usaremos aerorefrigerantes comerciales, puestos los 18 en serie.

Códigos y reglamentos de diseño

- Código ANSI B31, diseño de tuberías a presión, más concretamente ANSI B31.3 referente a las plantas de proceso y refinerías de petróleo.
- Norma API Standard 661 para aerorefrigerantes.

Configuración del aerorefrigerante: de tiro inducido

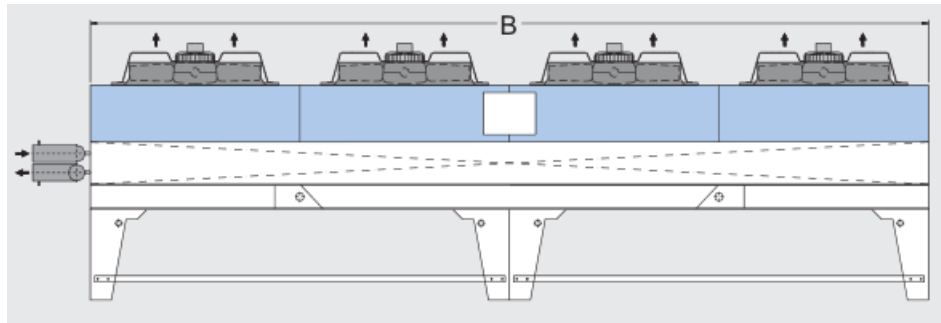


Fig. M.9.3.2.5.1-1. Aerorefrigerante de tiro inducido

Haz de tubos

Los haces de tubos se diseñan para que sean rígidos y autosoportados y se montan de manera tal que se extienden, de forma independiente, desde la estructura del soporte [9]. Debido a que los coeficientes de transferencia de calor del lado del aire son bajos, se utilizan tubos aleteados con el fin de incrementar la superficie de transferencia de calor del lado exterior.

- *Disposición de los tubos*

Los tubos tienen una ordenación triangular al **tresbolillo**, típica de los aerorefrigerantes, y se encuentran distribuidos en dos o tres filas, según el aerorefrigerante, paralelas entre sí, y, a su vez, cada fila contiene un amplio número de tubos también paralelos entre sí.

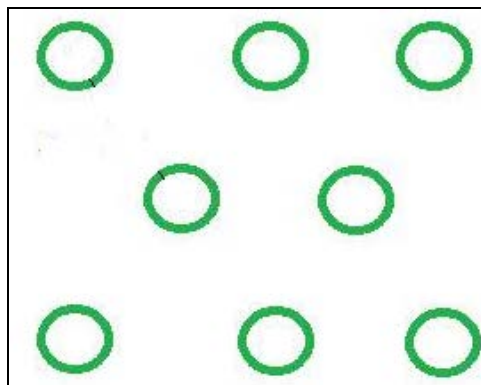


Fig. M.9.3.2.5.1-2. Disposición de los tubos del haz (aerorefrigerante): triangular al tresbolillo.

- *Material de los tubos desnudos*

El material adecuado es el **acero al carbono SA-106 Gr. B**.

- *Diámetro, espesor y longitud de los tubos desnudos*
 - De **diámetro** exterior de tubos se ha optado por el de **1 in (25,4 mm)**, al ser el mínimo recomendado por la norma API Standard 661 y el utilizado con mayor frecuencia.
 - De **espesor** de la pared, de **0,083 in (2,1 mm)**, ya que es el valor mínimo establecido para aceros al carbono por la norma anteriormente citada y suficiente para resistir los requerimientos de presión y corrosión.
 - **Longitud** de los tubos, se ha decidido tomar la longitud de 9,2 m (30 ft).
- *Aletas y material*

Usaremos **aletas transversales (circulares)**, ya que son las adecuadas cuando la dirección del flujo exterior es perpendicular a los tubos.

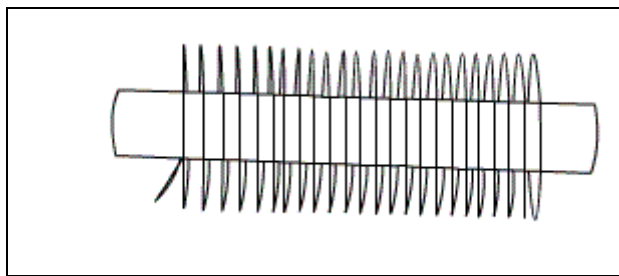


Fig. M.9.3.2.5.1-3. Aletas transversales circulares

El **material** utilizado para construir las aletas será **aluminio**, material usualmente empleado (para cualquier tipo de aleta), siempre que las temperaturas sean inferiores a 300 °C (como es nuestro caso, < 90 °C), debido a su alta actividad térmica, ligero de peso y conformabilidad.

- *Construcción de tubos con aletas*

Las temperaturas usuales de diseño para las tuberías con aletas son 399 °C para las aletas empotradas, 288 °C para las integrales, 232 °C para las de recorrido solapado y 177 °C para las corridas. Por estas características antes mencionadas, el aerorefrigerante asociado a la columna dispondrá de **tubos con aletas corridas**. Las aletas de aluminio en forma de L se disponen bajo tensión sobre la superficie externa de un tubo, cubriéndolo con el pie de cada aleta [9].

- *Altura, espesor, espaciamiento y densidad de aletas*

Se dispondrán **aletas altas** (altura comprendida entre ¼ y 1 in). Para el **espesor**, la norma API Standard 661 recomienda para las aletas con una altura que no exceda ½ in disponer de un espesor mínimo de **0,014 in**.

Tomaremos como **densidad 8 aletas/in** (suele estar comprendida entre 7 y 11), la cual supone un espaciamiento de 0,111 in, cumpliendo así la restricción de la norma API Standard 661 que indica que el espaciamiento entre aletas ha de ser inferior a 1,5 veces el espesor de los tubos (0,1245 in).

- *Pitch*

Al utilizarse aletas altas, se escogerá un pitch de **2 ½ in**, de manera que permita una mínima distancia entre aletas contiguas.

Ventiladores y cámara impelente

Los ventiladores que mueven el aire son de **flujo axial**. El aerorefrigerante es de tiro forzado cuando dicho ventilador impulsa el aire frío a través de tubos. Si el ventilador aspira el aire caliente a la salida del equipo, el aerorefrigerante es de tiro inducido, nuestro caso.

El aerorefrigerante constará de 4 ventiladores alineados en la dirección de la longitud de los tubos; a su vez, cada ventilador dispondrá de **6 álabes en composite plástico** (ligero, anticorrosivo, etc.).

Las velocidades periféricas del ventilador requeridas para obtener un funcionamiento económico del sistema provocan una gran cantidad de ruido. La fuente predominante de ruido es el remolino en vórtice que se forma en los bordes de salida del aspa del ventilador. El control de ruido de un aerorefrigerador es un requisito del *Occupational Safety and Health Act* (OSHA).

La *norma API 661 (Air Heat Exchangers for General Refinery Services)* contiene las especificaciones sobre los valores de nivel de presión acústica (SPL) por ventilador en el lugar designado por el comprador del equipo, además de especificar el nivel de potencia acústica por ventilador [9].

Impulsores de ventiladores

Cada ventilador estará dotado de un impulsor. Se utilizan casi siempre **turbinas de vapor** o motores eléctricos, que se conectan con engranajes o bandas en V.

Son preferibles los transmisores de engranajes en ángulo recto para ventiladores de más de 3 m (10 ft) de diámetro, para motores eléctricos de más de 22,4 kW y con impulsores de turbina de vapor, nuestro caso.

Por último, reseñar que la eficacia total del ventilador (el ventilador, el impulsor y el dispositivo de transmisión) es del 75%.

Conexiones

El aerorefrigerante dispondrá de dos conexiones, correspondientes a la entrada y salida de las parafinas lineales. Estas conexiones, al ser mayores de 2 ½ in, serán bridadas de tipo SORF y de rating 150.

9.3.2.5.2. Caudales y composición de las corrientes

Fluido caliente

Vapor cabeza columna, V		
Componentes	Composición molar en % (composición másica en %)	Caudal molar - kmol/día- y (caudal másico –Tn/día)
N-pentano	0,105 (0,089)	1289,7 (1094,2)
N-hexano	0,870 (0,882)	10667,0 (10809,1)
N-heptano	0,024 (0,029)	300,1 (353,5)
N-octano	0	0
N-nonano	0	0
Total	1	12256,8

Tabla M.9.3.2.5.2. Caudales y fracciones molares (y másicas) de los comp. De entrada (y salida) al AE.

Fluido frío

Aire atmosférico: 35.670,3 Tn/día

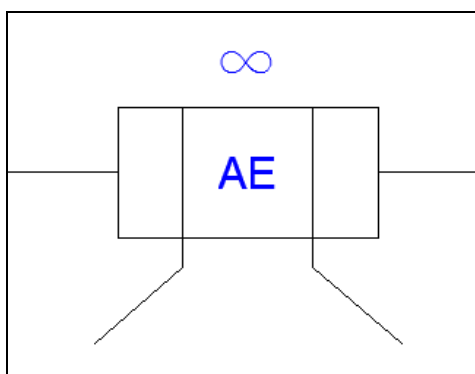


Figura M.9.3.2.5.2. Diagrama del aerorefrigerante

9.3.2.5.3. Especificaciones de diseño

Características generales	
Norma	API Standard 661
Tipo	Tiro inducido
Número de pasos	3
Tubos	
DO _t (mm)	25,4
e _t (mm)	2,1
L _t (m)	9,1
Disposición de los tubos	Triangular al tresbolillo
Aletas	
h _a (mm)	6,3
e _a (mm)	0,4
d _a (aletas/m)	315
L _a (m)	0,12
A _a (m ²)	0,002
Características de diseño	
P (kW)	180
n _{vent}	8/u
n _t	22/u
φ _{vent} (m)	0,63
A _{transf} (m ²)	982,2
Peso (kg)	1150/u

Cada uno de los 18 aerorefrigerantes estarán conectados en serie.

9.4. Acumulador de reflujo

El acumulador de reflujo, también conocido como botellón de reflujo, es una unidad encargada de recepcionar el líquido condensado procedente del aerorefrigerante, teniendo como función retenerlo en su interior un tiempo determinado con el fin de asegurar que ninguna fracción del mismo retorne a estado vapor y evitar así que se produzca la cavitación de las bombas posteriores de reflujo y destilado al aspirar dicho fluido.



Figura M.9.4. Acumulador de reflujo.

9.4.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción

Los cálculos realizados para la presentación de los resultados de este apartado se encuentran en el Anexo VI.

Éste será el mismo que rige la columna de destilación ya que, a efecto de clasificación, ambos tipos de equipos son considerados equivalentes y trabajan en unas condiciones idénticas.

- Reglamento de Aparatos de Presión y su ITC MIE-AP6 relativa a refinerías de petróleo y plantas petroquímicas.
- Reglamento de Instalaciones Petrolíferas y su ITC MI-IP 01 “Refinerías”.
- Código ASME, Sección VIII (recipientes a Presión), División 1.

Según la clasificación de los tipos de recipientes en función de su uso y su forma, el acumulador de reflujo diseñado se encuadran dentro del grupo de recipientes de proceso –recipientes- cerrados cilíndricos horizontales con cabezas formadas. No es apto el uso de fondos planos ya que sólo son adecuados para trabajar a presión atmosférica; la presión de trabajo en estos depósitos está ligeramente por encima de las 2 atm.

9.4.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico

La determinación de la capacidad del acumulador de reflujo se ha hecho en base a una estimación del tiempo de operación que debería ser capaz de cubrir. En unidades similares que ya existen y se encuentran en funcionamiento en otras plantas se estimaron tiempos máximos de operación en el rango de los 15 a 30 min; se ha considerado suficiente un tiempo de residencia por parte del líquido condensado de 15 min.

Adicionalmente, se ha hecho uso de una serie de reglas heurísticas (generalizadas) acerca de las características el dimensionamiento de recipientes [2]; éstas son las siguientes:

- Los recipientes con capacidad inferior a 500 gal ($1,9 \text{ m}^3$) nunca se llenan por encima del 85 %.
- Los recipientes con capacidad superior a 500 gal ($1,9 \text{ m}^3$) nunca se llenan por encima del 90 %.
- Los líquidos en cantidades inferiores a 100 gal ($3,8 \text{ m}^3$) son almacenados en tanques verticales montados sobre patas.
- Los líquidos en cantidades comprendidas entre los 1000 y 10000 gal ($3,8 \text{ m}^3$ y 38 m^3) son almacenados en tanques horizontales sustentados por una cimentación de hormigón.
- Los líquidos en cantidades superiores 10000 gal (38 m^3) son almacenados en tanques verticales sustentados por una cimentación de hormigón.

El acumulador de reflujo asociado a la torre de fraccionamiento presentará una capacidad de almacenamiento de **$14,3 \text{ m}^3$** . Por tanto, se encuentra encuadrado dentro de los recipientes con un volumen superior a $1,9 \text{ m}^3$ y comprendido entre $3,8$ y 38 m^3 ; como consecuencia nunca se llenará por encima del 90% (quedará detallado en el Anexo para el cálculo del acumulador de reflujo) de su volumen y, tal y como se había adelantado en el apartado introductorio, será un *depósito horizontal*.

Material del acumulador

El botellón de reflujo estará construido con **acero al carbono SA-283 Gr.C**, ya que es un material óptimo tanto desde el punto de vista técnico, para aplicaciones de almacenamiento a relativa bajas presiones

(sus espesores no pueden exceder las 5/8 in) y que no superen los 650 °F (343,6 °C), como desde el punto de vista económico; lógicamente, con estos equipos no se restringen las limitaciones de dicho material.

Fondos

Los **cabezales** de los depósitos de reflujo serán **toriesféricos** ya que son adecuados para presiones superiores a la atmosférica y presentan un *coste parcialmente bajo*. Concretamente, ambos cabezales serán de *tipo Klopper* y totalmente iguales, al tratarse de un depósito horizontal. A diferencia de la columna de destilación, los acumuladores no presentarán ningún fondo tipo Korbogen ya que no se dan las condiciones expuestas en el apartado de presión y temperatura. Tal hecho se verifica con los siguientes datos:

Depósito	T _{diseño} (°C)	P _{diseño} (atm)
Acumulador de reflujo	94,8	4,2

Soportes

El botellón de reflujo, al igual que los intercambiadores de carcasa y tubos, estará soportado mediante *dos silletas*, del *mismo material que la carcasa* y que irán soldadas a ésta de manera continua y directa. Respecto a las características que las definen (ángulo de agarre, altura, espesor, localización, etc.) dependerán principalmente de las dimensiones (longitud, diámetro y espesor) del acumulador, no pudiéndose generalizar, por tanto, ningún dato al respecto. Como último comentario, hacer dos concreciones: por un lado, indicar que las silletas, a su vez, estarán sustentadas en cimentaciones, las cuales conferirán estabilidad y la altura apropiada del equipo; y por otro, que para absorber las posibles dilataciones de la carcasa, habrá perforaciones alargadas (ranuras en lugar de barrenos) en la base de la silleta opuesta a las conexiones de tubería principales, a fin de que las anclas que sujetan al equipo con la cimentación no restrinjan su libre desplazamiento.

Aislamiento

El acumulador de reflujo estará aislado mediante **colcha de fibra de vidrio** ya que sus intervalos de trabajo y características, citados brevemente en el apartado, son aptos para cubrir adecuadamente los requerimientos de estos equipos.

Aberturas de inspección o bocas de hombre

El botellón de reflujo tendrá una abertura de inspección de 20 in (508 mm), ya que, al tratarse de un depósito de diámetro superior a 36 in, el código ASME establece que debe tener una boca de hombre de diámetro mayor o igual a 16 in (siendo lo aconsejable entre 18 y 22 in).

Conexiones

El acumulador dispone de dos conexiones, correspondientes a la entrada del líquido procedente del aerorefrigerante y salida del mismo hacia las bombas de reflujo y destilado. Ambas son mayores de 2 ½ pulgadas, de manera que, como ya se ha comentado en las conexiones de equipos anteriores, deberán de ser bridadas de tipo SORF y de serie 150.

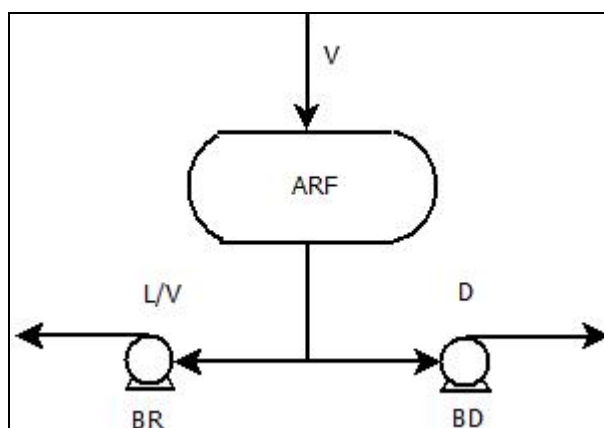


Fig. M.9.4.2-1. Acumulador de reflujo

Válvulas de seguridad

Ver el epígrafe de válvulas de seguridad.

Inspecciones y pruebas

Los depósitos de reflujo presentes en la instalación tienen en común que son unidades que pertenecen, según las características de los fluidos con los que operan, al **grupo A** y poseen un potencial de riesgo correspondiente al **grupo 3**; como resultado; son encuadrados en la **categoría II**. Por tanto, tendrán que ser sometidos a las mismas inspecciones y pruebas, las cuales serán realizadas por los mismos organismos y con idéntica frecuencia, en el caso de las inspecciones y pruebas periódicas.

9.4.3. Especificaciones particulares del acumulador ARF

Especificaciones de diseño

Especificaciones generales

T_{op} (°C)	74,8
T_D (°C)	94,8
P_{op} (atm)	2
P_D (atm)	4,2
Longitud total acumulador(m)	12,4
Diámetro (m)	1,2

Fondos

Espesor (mm)	4,6
Longitud (m)	1,2
Altura (mm)	244
V_{klopper} (m³)	0,004
Volumen del acumulador (m³)	14,3

Aislamiento

Espesor (mm)	80,8
---------------------	------

Tabla M.10.4.3-1. Especificaciones de diseño del acumulador de reflujo ARF

9.5. Depósitos de almacenamiento

Los cálculos realizados para la presentación de los resultados de este apartado se encuentran en el Anexo VII.

9.5.1. Introducción. Reglamentos y códigos de construcción

Los depósitos de almacenamiento son los equipos destinados a la recepción de los fluidos que no continúan en el proceso. El presente proyecto consta de 3 depósitos que albergan las corrientes de alimentación (DAF), destilado (DAD) y residuo (DAW) de la columna.

Reglamentos, normas y códigos

Reglamento de Instalaciones Petrolíferas (RIP), incluye las instalaciones y parques de almacenamiento destinados a la distribución y suministro de productos petrolíferos, con excepción de los incluidos en la clase A y de los que tienen un punto de inflamación superior a 150 °C (éstos no corresponden, como se verá, a los productos de la planta).

Adicionalmente, el RIP expone que las instalaciones destinadas a almacenar indistintamente carburantes o combustibles líquidos y otros productos químicos se podrán regir por el citado reglamento, complementado por el **reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos (RAPQ)** y sus instrucciones técnicas complementarias específicas.

Por tanto, se hará uso de ambas, con el fin de comprender las distintas disposiciones con la mayor claridad y detalle posibles.

En relación con el RIP, será el de principal apoyo la **ITC MI-IP02 “Parques de almacenamiento de líquidos petrolíferos”**, ya que tiene por finalidad establecer las prescripciones técnicas referente a la seguridad a la que han de ajustarse el proyecto, los materiales, la construcción y la explotación de las instalaciones en parques de almacenamiento de líquidos petrolíferos, incluidos en la clase B, C y D, mientras que en relación con el RAPQ no cabe duda que la ITC de aplicación es la MIE-APQ 1 “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”.

Teniendo en cuenta las definiciones proporcionadas por la ITC MI-IP02, se denominan tanques atmosféricos de eje vertical aquellos recipientes verticales diseñados para soportar una presión interna manométrica de hasta 15 kPa (0,15 kg/cm²), medida en el techo del tanque.

Según esto, los tanques de la planta pertenecen a este tipo (el tanque está “abierto” a la atmósfera), y, por tanto, la citada ITC indica que deben ser contruidos de acuerdo a la norma API 650 u otra norma admitida por la UE. Así, tal y como se ha hecho con la mayoría de los equipos anteriores, sería posible utilizar como código de construcción el **ASME Sección VIII División I**, ya que su ámbito de aplicación engloba los tanques en cuestión; no obstante, se ha optado por el uso de la norma **API 650 “Steel Tanks for Oil Storage”**, no solo por las indicación de la misma en la instrucción técnica, sino por un código de aplicación específica para depósitos atmosféricos y, en consecuencia, de mayor detalle. Concretamente, cubre los requisitos mínimos para diseño, fabricación, instalación, materiales e inspección de tanques cilíndricos verticales sobre tierra, no refrigerados, de tope abierto o cerrado, construido con planchas de acero soldadas, para almacenar crudo o sus derivados, donde la temperatura no excede de 500 °F (260 °C) y la presión manométrica es 2,5 psig.

Cabe mencionar que los productos a almacenar en dicho depósito están encuadrados en la subclase B2, los cuales son productos de clase B cuyo punto de inflamabilidad es igual o superior a 38 °C e inferior a 55 °C.

9.5.2. Características generales del dimensionamiento y diseño mecánico

Se ha considerado adecuado un tiempo máximo de almacenamiento en torno a *3 días*. Así, los depósitos DAD, DAW y DAF presentarán unas capacidades de almacenamiento de 2.079,3; 2.644,4 y 4.158,5 m³, respectivamente. Así, teniendo en cuenta estos datos y las reglas heurísticas que fueron expuestas en el inicio del apartado acerca de las características y el dimensionamiento de los recipientes, los depósitos proyectados se encuadran dentro de los recipientes con un volumen superior a 38 m³; como consecuencia, nunca se llenarán por encima del 90% de su volumen y, tal y como se había adelantado en el apartado introductorio, serán depósitos verticales sustentados por una cimentación de hormigón.

Tras estas referencias sobre el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento, se pasará a comentar diferentes aspectos concernientes al diseño mecánico.

Material de los tanques

Ya que se trabaja a baja presión y temperatura, con productos poco corrosivos y no se requieren espesores superiores a 5/8 in, se empleará como material de construcción de los tres depósitos **acero al carbono SA-283 C**, un material óptimo desde el punto de vista económico y técnico, dadas las condiciones de aplicación.

Techo y fondo

La primera elección concerniente a los extremos de los tanques es determinar si se usarán techos fijos o flotantes. Así, *todos los depósitos de almacenamiento dispondrán de techos fijos, a excepción del de destilado, que será flotante.*

Con respecto a la geometría de los extremos, el **techo será cónico y el fondo plano**, descansando directamente en una cimentación compuesta de hormigón; éste es el diseño utilizado generalmente en depósitos cilíndricos verticales operando a presión atmosférica, al cubrir los requerimientos exigidos con el mínimo coste.

Los techos cónicos, a su vez, pueden ser autosoportados o soportados. Los primeros consisten en un cono formado de placas soldadas a tope, el cual, por su forma física, es capaz de sostener sin ningún elemento estructural y únicamente soportado en su periferia por el perfil de coronamiento, mientras que los segundos consisten en un cono formado a partir de placas soldadas a traslape, soportadas por una estructura compuesta de columnas, traveses y largueros (las traveses forman un pentágono, encargado de soportar los largueros, y en cada arista del mismo se coloca la columna). Aunque los primeros son diseñados y calculados para depósitos que no excedan de un diámetro de 18,3 m, es recomendable fabricar éstos en un diámetro máximo de 21,2 m, de manera que cualquier dimensión mayor de las mostradas requiere el uso de una estructura capaz de soportar al techo; por este motivo, los 3 depósitos representarán un **techo cónico soportado**. Cabe destacar que el tipo de techo cónico influirá en la inclinación del mismo, pudiendo estar comprendida ésta en un

intervalo de valores para los techos autosoportados y siendo un valor determinante para los techos soportados.

En relación al fondo plano, reseñar únicamente como peculiaridad que tendrá una pendiente de inclinación del 1 % para facilitar el drenaje del tanque.

Soporte de los tanques

Los depósitos descansarán en una **cimentación de hormigón**. Ésta consiste en una corona circular de 0,6 m de ancho (con la que se reduce el efecto de los asentamientos diferenciales al igual que se aumenta la resistencia al momento de volcamiento inducido por las cargas sísmicas), sobresaliendo 0,3 m del suelo, apoyada, a su vez, en otra corona circular del mismo material de 1 m de ancho, que asegura el drenaje adecuado del subsuelo.

Espesor

Se seleccionará un espesor uniforme para cada uno de los depósitos, de manera que, para un mismo depósito, los espesores del casco, del fondo y del techo serán coincidentes. Así, el espesor elegido será mayor de los necesarios para estos tres elementos, siendo éste en todos los casos el del casco o el del fondo; por ello, en base al espesor tomado, se obtendrá el ángulo de inclinación del techo cónico soportado más conveniente, que será el mínimo posible.

Sistemas de venteo

Todos los recipientes dispondrán de un sistema de venteo normal para prevenir la deformación del mismo como consecuencia de llenados, vaciados o cambios de temperatura ambiente. Este sistema de venteo consiste simplemente en una válvula presión-vacío que actúa de dos formas: cuando el depósito se está llenando, deja salir el aire y los vapores del interior para que éste no se presurice, y cuando el tanque se está vaciando, deja entrar aire para que no se haga vacío en su interior. Además, la legislación obliga a que todo recipiente de almacenamiento tenga alguna

forma constructiva que permita aliviar el exceso de presión interna causado por un fuego exterior. Dicho dispositivo será una puerta de venteo de emergencia, similar a una boca de hombre, que se abrirá en el caso de que se genere una presión superior a la de su propio peso. Tanto el sistema de venteo normal como el de emergencia se dispondrán en el techo de los recipientes, y sus descargas, al tratarse fundamentalmente de aire (gas excedente de proceso, no inflamable, no tóxico), serán enviadas directamente a la atmósfera, tal y como establece la tabla reglamentaria presentada en el epígrafe *válvulas de seguridad*.

Aberturas de inspección o bocas de hombre

Cada uno de los depósitos contará con una boca de hombre en el casco y otra en el techo con la finalidad de poder realizar limpieza, revisiones o reparaciones en el interior de los mismos. Ambas tendrán un **diámetro nominal de 508 mm** (20 in).

Escaleras y plataformas

Cada depósito de almacenamiento dispondrá de una *escalera helicoidal* desde nivel de terreno hasta el techo del mismo y una plataforma en dicho techo. La escalera y la plataforma, junto con los barandales, tendrán la finalidad de situar al personal que así lo requiera en una zona del tanque que necesite constante mantenimiento o supervisión, generalmente sobre el techo donde se sitúan elementos tales como los ya citados sistemas de venteo o bocas de inspección, además de brindar protección y seguridad al personal.

Conexiones

Cada depósito de almacenamiento presenta una única conexión con las conducciones del proceso, concretamente, con la tubería de entrada del producto. Las conexiones a los depósitos, por tanto, serán bridadas de tipo SORF y de serie 150. En relación a la descarga de los depósitos, ésta se realizará por conexiones formadas por dos acoplamientos rápidos abiertos, uno macho y otro hembra, para que por medio de éstos se puedan realizar transferencias de los productos almacenados de forma estanca y segura,

siendo obligatorio que sean compatibles entre el camión cisterna o cualquier medio de transporte y la boca de carga.

Pruebas e inspecciones

Los depósitos de almacenamiento serán sometidos a una *prueba hidrostática*, llenos de agua a la temperatura ambiente. La prueba se mantendrá durante el tiempo necesario para examinar el tanque y observar si existen fugas o se producen deformaciones o asentamientos del terreno que puedan suponer un riesgo en su utilización. Esta prueba será certificada por un organismo de control autorizado.

Con respecto a las inspecciones, cada cinco años se comprobará que:

- No ha habido ampliaciones o modificaciones que alteren las condiciones de seguridad por las que se aprobó la instalación inicial, y que si las ha habido, éstas han sido objeto de presentación de la correspondiente documentación y autorización si procede.
- Las clases de productos siguen siendo las mismas para las que se aprobó inicialmente.
- La forma de almacenamiento es la misma que la inicial.
- Las distancias y medidas para su reducción continúan siendo las mismas.
- Las capacidades globales siguen siendo las mismas.
- En las instalaciones inspeccionables visualmente, el correcto estado de las paredes de los cubetos, cimentaciones de depósitos, vallado, cerramiento, drenajes, bombas, equipos, instalaciones auxiliares, etc.
- En caso de existir puesta a tierra, se comprobará la continuidad eléctrica de las tuberías o del resto de elementos metálicos de la instalación.

- En los depósitos y tuberías inspeccionables visualmente se comprobará el estado de las paredes y medición de espesores si se observa algún deterioro en el momento de la inspección.
- Para el resto de depósitos y tuberías se realizará prueba de estanqueidad, conforme a norma, código o procedimiento de reconocido prestigio, siendo realizada cada diez años.
- Las reservas de agua y de espumógeno relacionadas con el sistema de protección contra incendios.

Todas estas revisiones serán realizadas por la empresa instaladora del nivel correspondiente a la instalación o bien por inspector propio.

9.5.3. Especificaciones particulares de cada depósito de almacenamiento

En este apartado se muestran las especificaciones adicionales que definen, junto con las citadas en el apartado anterior, las características principales de cada uno de los tanques proyectados.

9.5.3.1. Depósito de almacenamiento DAF

Especificaciones de diseño

Carcasa cilíndrica

Espesor (mm)	8,5
Altura (m)	16,2
Diámetro interior (m)	18

Techo cónico

Espesor (mm)	8,3
Pendiente (Ángulo)	3,97°
Altura total del tanque (m)	16,7
Capacidad (m³)	43,8

Fondo plano

Espesor (mm)	9,5
---------------------	-----

Tabla 9.5.3.1. Especificaciones de diseño del depósito de almacenamiento DAF.

9.5.3.2. Depósito de almacenamiento DAD

Especificaciones de diseño

Carcasa cilíndrica

Espesor (mm)	7,9
Altura (m)	14,4
Diámetro interior (m)	13,5

Techo cónico

Espesor (mm)	9,5
Pendiente (Ángulo)	3,97°
Altura total del tanque (m)	14,86
Capacidad (m³)	21,5

Fondo plano

Espesor (mm)	9,5
---------------------	-----

Tabla 9.5.3.2. Especificaciones de diseño del depósito de almacenamiento DAD.

9.5.3.3. Depósito de almacenamiento DAW

Especificaciones de diseño

Carcasa cilíndrica

Espesor (mm)	9,5
Altura (m)	16,2
Diámetro interior (m)	15

Techo cónico

Espesor (mm)	9,5
Pendiente (Ángulo)	3,97°
Altura total del tanque (m)	16,8
Capacidad (m³)	33,1

Fondo plano

Espesor (mm)	9,5
---------------------	-----

Tabla M.9.5.3.3. Especificaciones de diseño del depósito de almacenamiento DAR.

9.5.5. Sistema de Protección contra Incendios

Los sistemas para defensa contra incendios constituyen la herramienta destinada a minimizar los daños, una vez que se ha producido el siniestro por haber fallado las medidas preventivas adoptadas. Las medidas que constituyen este sistema de protección vienen impuestas, igualmente, por los reglamentos descritos en el apartado; no obstante, adicionalmente, las instalaciones, los equipos y sus componentes destinados a dicha protección se ajustará a lo establecido en el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios. La aplicación de muchas de estas medidas dependerá de la capacidad de los depósitos y del tipo de líquido almacenado, de manera que habrá algunas comunes a los tres tanques (cubeto de retención, extintores, etc.), otras especificaciones de tan sólo uno o dos de ellos (protección de agua, alarmas, etc.) y otras que no afectarán a ninguno, tales como la protección con espuma o con atmósferas inertes.

Según la *ITC MIE-APQ 1: “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”*, cada uno de los depósitos ha de disponer de un sistema rociador de agua que mantenga la temperatura superficial de los depósitos caso de producirse un incendio.

9.5.5.1. Extintores

En las instalaciones de almacenamiento y en el acceso al cubeto habrá extintores de clase adecuada al riesgo; teniendo en cuenta los productos que se manejan, el agente extintor será de polvo BC. Los extintores estarán situados próximos a los puntos donde se ha estimado la mayor probabilidad de iniciarse el incendio (conexiones, válvulas de uso frecuente o análogos) y su distribución será tal que el recorrido máximo horizontal, desde cualquier punto del sector de incendio hasta el extintor, no supere los 15 m.

9.5.5.2. Equipos auxiliares

En la proximidad de los puestos de trabajo se colocarán equipos de protección personal (manta ignífuga, estación de agua para ducha y lavajos, etc.) y en los lugares accesibles y para uso en todo momento 60 m de manguera, con empalmes adaptables a la red de incendios, con boquillas para chorros y pulverización.

9.5.5.3. Cubeto de retención

El cubeto de retención no es más que el área limitada que se dispone alrededor de los depósitos para evitar el derrame del fluido contenido en mismos en caso de rotura.

El área tendrá una superficie tal que el depósito esté separado del muro a una distancia igual a la altura del depósito más alto; y la distancia entre depósitos no será menor al diámetro del mismo. Esto hace que el lado del cubeto tenga una longitud total de 78,7 m y un área de 6.187,4 m².

Según la normativa, para fijar la altura del cubeto será necesario conocer el volumen que podría abarcar en caso de rotura. Ha de tener la capacidad suficiente como para contener la capacidad del depósito mayor y una 30% de los otros dos. Además se sobredimensiona en un 10% para una mayor seguridad. Por ello la altura de la pared es de 1,03 m.

Para evitar roturas, en particular en caso de incendio, las paredes de los cubetos estarán construidas por diques de tierra. Las paredes laterales de los cubetos deber ser impermeables y las de las esquinas deberán estar reforzadas.

Los cubetos deberán estar provistos de drenajes de aguas sin contaminar. Éstos consisten en una tubería de 20 cm de diámetro que atraviese el muro del cubeto en el punto más bajo del mismo, provista de una válvula en la parte exterior del cubeto que permita la evacuación de las aguas de lluvia a la red de aguas limpias.

Las bombas para trasiego deben estar situadas en el exterior de los cubetos de retención y queda prohibido el empleo permanente de mangueras flexibles en el interior del cubeto.

En lo que se refiere al dimensionamiento de los cubetos de los depósitos, cabe destacar tres características a tener en cuenta según las especificaciones de la instrucción complementaria *MIE APQ 1*:

- Tercer párrafo del primer punto del artículo 20: la distancia en proyección horizontal entre la pared del recipiente y el borde interior inferior del cubeto será, como mínimo, de 1 m.
- En el primer párrafo del punto 3 del mismo artículo se destaca que cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad

se establece considerando que tal recipiente no existe, es decir, será el volumen de líquido que pueda quedar retenido dentro del cubeto, incluyendo el del recipiente hasta el nivel de líquido en el cubeto.

- Por último pero no menos importante, en el primer párrafo del apartado c del punto 4 se aclara que para los líquidos de la clase B Cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad será igual al 100 por 100 de la capacidad del mismo.

Al considerar lo anteriormente expuesto se dispondrá de un cubeto para cada uno de los depósitos de forma que:

- Partiendo del volumen de cada uno de ellos.
- Fijando una altura de fondo de 2 m.
- Forma del cubeto será un prisma de base cuadrada.

$$V_{\text{cubeto}} = 2644,4 \text{ m}^3$$

$$A = \frac{2908,84 \text{ m}^3}{2\text{m}} = 1454,42 \text{ m}^2 = L^2 \rightarrow L = \sqrt{1454,42} = 38,13\text{m}$$

De esta forma se obtiene que:

Depósito	V (m³)	A (m²)	L (m)
DAW	2908,84	1454,42	38,13
DAD	2287,23	1143,62	33,82
DAF	4574,35	2287,18	47,82

Tabla M.9.5.5.3-1. Tabla resumen de las dimensiones del cubeto.

La distancia entre los muretes de los diferentes cubetos se va a decidir a partir de los artículos 17 y 18 de la instrucción técnica mencionada, es por lo que a continuación se procederá a realizar el cálculo para determinar la distancia entre dos de ellos.

Considerando los datos relativos al depósito de residuos se va a proceder a demostrar la secuencia de operación y elección de las distancias entre cubetos. Es por ello por lo que mediante el cuadro II.1 del artículo 17 se establece que la distancia mínima será de 15m, sin embargo se opta por 16 m, añadiendo un pequeño margen de seguridad adicional.

Si se le aplica a continuación el coeficiente de reducción del cuadro II.2 cuyo valor es de 0,75 para recipientes cuyo volumen de almacenamiento se encuentre entre 5000 m³ y 2500 m³, se obtiene que la nueva distancia entre el mismo y el resto de depósitos no puede ser menor a:

$$D(m) = 16 \cdot 0,75 = 12m$$

Tras este cálculo se le aplica un nuevo coeficiente del cuadro II.3. Su valor es de 1,5 dado que se ha considerado “Almacenamiento con venteos de emergencia que permitan el desarrollo de presiones superiores a 0,15 bar”.

$$D(m) = 12 \cdot 1,5 = 18 m$$

Dado que se le han implementado a los depósitos con un nivel de seguridad 1 con dos o más medios de protección, se le aplicará a través del cuadro II.4 el coeficiente de reducción de 0,5.

$$D(m) = 18 \cdot 0,5 = 9 m$$

En referencia a los cálculos asociados a lo expuesto en el artículo 18:

- En primer lugar mediante el cuadro II.5 se realiza la operación siguiente:
$$D_{\text{minima}}(m) = \phi_{\text{depósito}} \cdot 0,5 = 15,02 \cdot 0,5 = 7,51 m$$
- Tras la determinación de este valor se le aplican los criterios seguidos por el cuadro II.6, usándose un coeficiente de reducción de 0,8 dado que se considera como se expuso anteriormente que se le aplica varios medios de protección de nivel 1.

$$D(m) = 7,51 \cdot 0,8 = 6,01 m$$

- Al aplicarle un margen de seguridad de un 10% dicha distancia da lugar a 6,6 m. Se usará finalmente la mayor de las medidas obtenidas de entre todos los depósitos como distancia de separación estándar que en el caso que atañe a dicho proyecto es de 8 m.

Depósito	cuadro II.1	cuadro II.2		cuadro II.3		cuadro II.4	
	D(m)	C.reducción	D(m)	C.ampliación	D (m)	C.reducción	D(m)
DAW	16	0,75	12	1,5	18	0,5	9
DAD	16	0,7	11,2	1,5	16,8	0,5	8,4
DAF	16	0,75	12	1,5	18	0,5	9

Tabla M.9.5.5.3-2 (I)

Depósito	Cuadro II.5			Cuadro II.6		D _{final} (m)
	C.reducción	Diámetros (m)	D(m)	C.reducción	D(m)	
DAW	0,5	15,02	7,51	0,8	6,008	6,6
DAD	0,5	13,52	6,76	0,8	5,408	5,95
DAF	0,5	18,02	9,01	0,8	7,208	8

Tabla M.9.5.5.3-2 (II)

- En lo que se refiere al dimensionamiento del cubeto que contiene a la columna de destilación, intercambiadores de calor, aerorefrigerantes, bombas, y acumulador de reflujo, se realizará prefijando una altura de murete tal y como se estableció con anterioridad de 2 m. El largo del cubeto se considerará como suma de las longitudes de los cubetos más las distancias entre paredes de cubetos por lo que el resultado sería:

$$L(m) = 38,13 + 33,82 + 47,82 + 2 \cdot 8 = 135,77m \cong 136 m.$$

- Por otro lado el ancho del cubeto se fijará en unos 35 m con lo que el volumen contenido por el cubeto caso de derrame sería el siguiente:

$$V(m^3) = 136 \cdot 2 \cdot 35 = 9.520 m^3$$

9.6. Sistemas de tuberías y bombeo

Los cálculos concernientes a la red de tuberías como al sistema de bombeo se muestran conjuntamente en el Anexo VIII.

En este apartado se expondrán las diferentes líneas que conforman el sistema de conducciones de la planta proyectada, así como los resultados convenientes a su diseño hidráulico y mecánico. Junto a ello, se hará referencia a los componentes y accesorios presentes en las mismas y que ejercen distintas funciones de interés, y serán presentadas las características principales de las unidades de bombeo que permiten el trasiego de los fluidos a través de la citada planta.

9.6.1. Sistemas de tuberías

La importancia y repercusión de los sistemas de tuberías es transcendental en nuestra planta de fraccionamiento, no sólo porque hacen posible la circulación de las corrientes entre los numerosos equipos que la componen, sino que, adicionalmente, representan de manera aproximada un tercio del material de la instalación, requieren de un 30 % a un 40 % del trabajo de montaje, consumen del 40 % al 50 % de las horas-hombre de ingeniería y ocupan un 60 % del volumen del material.

9.6.2. Reglamentos y códigos de construcción

- A diferencia de los anteriores equipos “a presión” (columna de destilación, acumulador de reflujo, intercambiadores de calor y aerorefrigerante), los sistemas de conducción no se rigen por el Reglamento de Aparatos a Presión y su ITC MIE-AP6, ya que se excluyen de su ámbito de aplicación tanto las tuberías de fluidos en las que el producto de su diámetro interior (en cm) por la presión máxima de servicio (en kg/cm^2) es inferior a 100 como aquellas cuya presión máxima de servicio es igual o menor a 4 kg/cm^2 , estando las conducciones de la planta incluidas, de manera general, en ambos supuestos. No obstante, como elementos constituyentes de una planta petroquímica que son, si se acogen al ***Reglamento de Instalaciones Petrolíferas y su ITC MI-IO 01 “Refinerías”***.
- Todas las conducciones de la planta estarán construidas de acuerdo con la ***norma ANSI B31.3. Petroleum Refinery Piping***, que es el código de diseño extendido para las tuberías a presión de plantas de proceso químico y refinerías de petróleo. Dicho código prescribe los requisitos mínimos de los materiales, diseño, fabricación, ensamble, soporte, instalación, examen, inspección y prueba de los sistemas de tuberías sujetos a presión.
- En lo que se refiere al dimensionamiento hidráulico, ha sido necesario atenerse a la ***Nota Técnica de Prevención NTP 225*** relativa a electricidad estática en el trasvase de líquidos inflamables, que tiene por objeto indicar las medidas preventivas fundamentales frente al riesgo derivado de la generación de este tipo de electricidad. Las principales medidas de control consideradas son que el producto de la velocidad lineal del fluido y el diámetro interno de la conducción debe ser inferior

a 0,5 m²/s y que los tubos de llenado tienen que llegar hasta el fondo de los recipientes.

9.6.3. Aspectos generales de los sistemas de conducción

Material

Dado el carácter no corrosivo de los productos parafínicos, será posible el empleo de acero al carbono en lugar de acero inoxidable; específicamente, al tratarse de servicios a altas temperaturas (e inferiores a 450 °C), el material adecuado y elegido es el **acero al carbono SA-106 Gr. B**, cuyas características más relevantes a efecto de su utilización en “piping” son: resistencia a elevadas temperaturas, resistencia al choque, resiliencia, tenacidad, maquinabilidad y, en especial, el ser forjable y la soldabilidad. Estas últimas son de gran importancia, pues con el acero al carbono se emplean mucho la conformación en forja y la soldadura.

Diámetro

En tuberías de acero, los diámetros nominales normalizados están comprendidos en el intervalo de 1/8 a 30 in. Para tuberías de 1/8 a 12 in, ambas inclusive, el diámetro exterior es algo superior al diámetro nominal, mientras que para tuberías de 14 in y mayores el diámetro exterior es idéntico al nominal. La planta dispone de conducciones con diámetros comprendidos **entre 1 y 16 in.**

El tamaño óptimo de tubería, para un caso determinado, depende de los costes relativos de instalación, de la potencia, del mantenimiento y de las tuberías y accesorios de repuesto. No obstante, como método de estimación aproximado para la elección del tamaño de las tuberías, se han seleccionado intervalos representativos de velocidad en las mismas, haciendo distinciones: según el estado de la corriente, vapor o líquido; según la viscosidad del líquido, líquido viscoso; y según el tipo de flujo, por gravedad, a la entrada de la bomba o a la salida de la bomba. Así, por ejemplo, el diámetro de una tubería de aspiración será superior al diámetro de la tubería de impulsión del mismo líquido, debido a que la velocidad impuesta en la primera de ellas es notablemente inferior a la de la segunda

con el fin de reducir al máximo las pérdidas de carga en la conducción de aspiración y evitar de esta forma el fenómeno de cavitación.

Espesor

El espesor de pared viene dado por el número de cédula o Schedule, el cual lleva asociado un valor determinado de espesor en función del diámetro nominal. Se utiliza un total de trece números, aunque, generalmente, para una tubería de un tamaño determinado únicamente están disponibles algunos de ellos (a excepción de las de mayor tamaño). Las tuberías de la planta presentan Schedule de 5S, 10 S y 40ST, correspondientes a bajos espesores debido a que la presión interna en las conducciones no supera valores de 2 a 4,5 atm. Comentar que el espesor de una línea se calcula para el punto de la misma sometido a una mayor presión (en las tuberías de impulsión, dicho punto aparece en la salida de la bomba).

Aislamiento

Como ya ha sido comentado y argumentado, se empleará como material aislante **fibra de vidrio**, aunque al tratarse de aislamiento de tuberías, éstas se utilizan **preformadas** en lugar de en colcha; la fibra de vidrio disponible para tal aislamiento posee una densidad superior (80 kg/m^3) y una temperatura máxima admisible inferior ($454 \text{ }^\circ\text{C}$) a las correspondientes al aislamiento de equipos. Su espesor vendrá determinado por el diámetro nominal de la conducción y la temperatura de diseño de la misma. Como medida de seguridad, todas las conducciones estarán aisladas, no siendo necesario en las que comunican los intercambiadores de agua con los depósitos de almacenamiento, ya que el fluido circulante, en condiciones óptimas de funcionamiento, se encuentran a una temperatura igual o inferior a $60 \text{ }^\circ\text{C}$ y, por tanto, la temperatura en la superficie de las tuberías será inferior a tal valor.

Elementos y accesorios

Los sistemas de tuberías están constituidos no sólo por las propias tuberías rectas, sino por componentes y accesorios de vital importancia que permiten cambiar la dirección de las líneas, mantener un correcto y seguro funcionamiento de las mismas, medir variables de interés, etc. A continuación se citan todos estos elementos presentes en la planta proyectada:

Codos de 90°: los cambios de dirección en una misma tubería se realizarán con codos de 90 °. Al ser el flujo en las curvas y codos más turbulento que en las tuberías rectas, se produce en dichas zonas un aumento de la corrosión y erosión. Para contrarrestar tal efecto en la medida de lo posible, se emplearán codos de radio largo, codos con un radio de curvatura grande.



Figura M.9.6.3-1. Codo 90° para tuberías.

Reducciones graduales: como su nombre indica, permiten la reducción progresiva del diámetro de la tubería. Estas reducciones aparecen en las tuberías de aspiración del destilado, tras las “tes” que bifurcan el líquido del botellón de reflujo. El hecho de que sean reducciones graduales en lugar de bruscas se debe a la menor pérdida de carga ocasionada por las primeras, factor importante ya que se trabaja con líquidos saturados que pueden ocasionar con facilidad la cavitación de las bombas.

Válvulas de compuerta: se utilizan para detener el flujo de fluido (poco recomendables para una regulación cuidadosa de flujo), siendo su estado general de funcionamiento completamente abierto; para tal función, se colocan antes y después de cada bomba de impulsión. El diámetro de la

abertura a través de la cual pasa el fluido es prácticamente el mismo que el de la tubería, y no varía la dirección de flujo. Por consiguiente, una válvula de compuerta abierta introduce una pequeña caída de presión. El disco tiene forma de cuña y se adapta a un asiento que tiene la misma forma; cuando se abre la válvula, el disco se eleva dentro del cabezal hasta que queda completamente fuera de la trayectoria del fluido. Concretamente, se utilizará el tipo de válvula de compuerta más común, la de husillo y puente con cuña sólida.

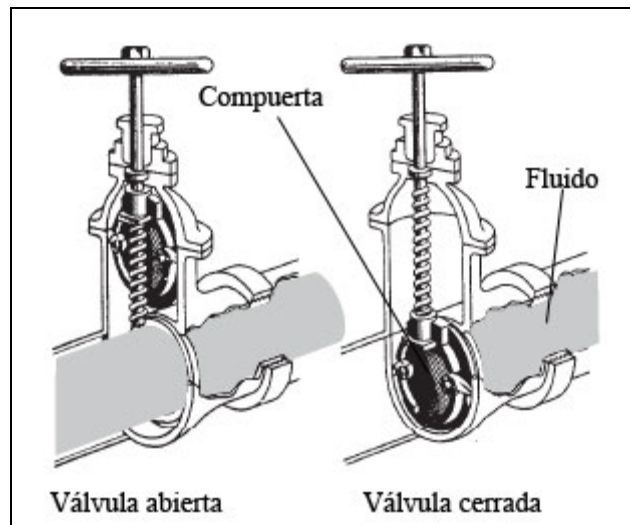


Figura M.9.6.3-2. Válvula de compuerta.

Válvula de retención: tienen como función permitir el flujo solamente en una dirección y se disponen en las tuberías de impulsión después de las bombas, antes de las válvulas de compuerta. Su funcionamiento es el siguiente: se abre debido a la presión del fluido que circula en una determinada dirección; cuando se detiene el flujo o tiende a invertirse, la válvula cierra automáticamente por gravedad o por medio de un resorte que hace presión sobre el disco. Se emplearán válvulas de retención de bola, adecuadas para operar con fluidos viscosos, como es el caso que nos ocupa, aunque presentan el inconveniente de provocar una gran pérdida de carga.



Figura M.9.6.3-2. Válvula de retención.

Válvulas de globo: estas válvulas, también llamadas de asiento, serán utilizadas para regular la velocidad de flujo tanto de parafinas lineales como de corrientes auxiliares (agua de refrigeración y aceite térmico). Por tanto, estarán presentes en todos aquellos puntos de la planta que se haya creído conveniente para un correcto control del proceso (serán los elementos actuadores). A diferencia de las válvulas de compuerta, la caída de presión en las válvulas de globo es grande, ya que el fluido circula a través de una pequeña abertura y cambia varias veces de dirección.

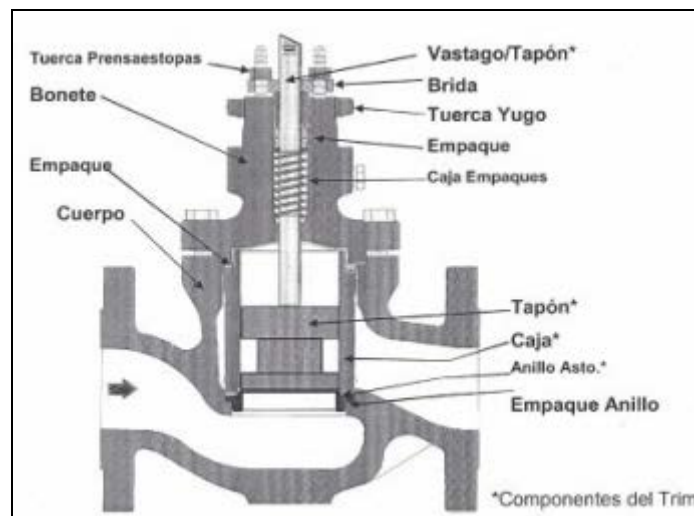


Figura M.9.6.3-3. Válvula de globo.

Placas de orificio: son los elementos encargados de medir el caudal volumétrico en la planta y consisten básicamente en una placa perforada instalada en el centro de la tubería que transporta el fluido. Esta reducción que puede relacionarse con su velocidad y, posteriormente, con su caudal, es decir, son medidores indirectos. El único inconveniente importante que presentan es que deben respetarse unos tramos rectos de tubería aguas arriba, principalmente, y aguas abajo de los medidores con el fin de evitar que las perturbaciones en el flujo que ocasionan las válvulas, los codos y otros accesorios puedan afectar a la medida. Por ello, las placas de orificio, que siempre van asociadas a una válvula de control de globo, se colocan antes de dicha válvula y a la mayor distancia permisible de los elementos anteriores creadores de perturbación.

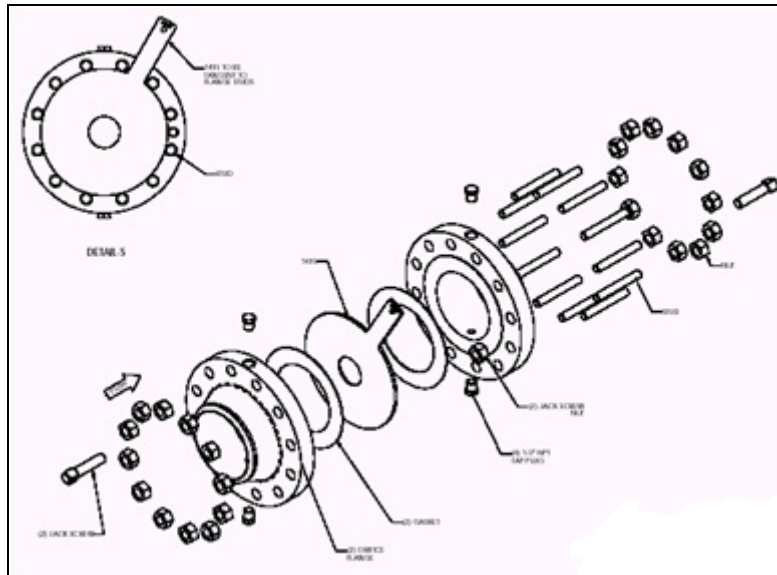


Figura M.9.6.3-4. Placas de orificio.

Bridas: Son los discos iguales o anillos de metal unidos mediante tornillos que comprimen una junta que está situada entre sus caras, permitiendo la conexión entre tuberías o tubería y elemento (a continuación se detallará su uso).



Figura M.9.6.3-5. Bridas.

Disposición y uniones

Partiendo de la idea de que el recorrido de las tuberías viene determinado por la distribución en planta, éstas han sido dispuestas, en la medida de lo posible, en haces paralelos, dejando entre ellas una distancia tal que anule la posible influencia mutua entre las mismas. Así mismo, el diseño del trazado se ha llevado a cabo intentando maximizar el número y

tramos de tuberías sobre el terreno, que irán apoyadas en durmientes, minimizar, por tanto, las tuberías aéreas, que irán apoyadas en los casos necesarios sobre pilares de hormigón armado, y conseguir que los tramos de tubería recta sean de la mayor longitud posible. En relación con las uniones, las tuberías de diámetro mayor de 2 in estarán unidas entre sí mediante soldadura a tope; sin embargo, las conexiones entre válvula-tubería y equipo-tubería se realizarán a través de bridas de tipo SORF, ya que es conveniente que dichas uniones sean desmontables y no permanentes. Con respecto a las tuberías de diámetro inferior a 2 in, cuya presencia en la planta es mínima, éstas se unirán entre sí mediante soldadura a solape o de enchufe y soldadura; del mismo modo que ocurriría con las tuberías grandes, las conexiones con válvulas y equipos se llevarán a cabo con uniones permanentes, concretamente, con manguitos de enchufe y soldadura.

9.6.4. Dimensionamiento mecánico e hidráulico de las conducciones

En este apartado se muestran las características principales mecánicas e hidráulicas de las tuberías, esto es, su diámetro y espesor, así como el espesor de la fibra aislante que las recubre. Si se considera una línea como el conjunto de tuberías que transportan el mismo fluido en cuenta a estado, caudal másico y composición se refiere, se tendrá que dividir en diferentes tramos a la hora de referenciarla ya que la velocidad y las propiedades físicas del fluido no permanecen constantes a lo largo de la citada línea (la velocidad varía del tramo de aspiración al tramo de impulsión, la temperatura y presión se modifican al pasar por un intercambiador de calor y, consecuentemente, lo hace la velocidad, etc.) y, por tanto, es posible que ocurra lo propio con el diámetro y espesor de las tuberías que la componen.

A continuación, se presenta una tabla que recopila todos los datos mencionados. Cada tramo lleva asociado un número y entre paréntesis se muestran los equipos y/o elementos que une dicho tramo.

Tramos	D _n (mm)	t _p (mm)	t _a (mm)	Sch
1. Línea de bombeo: DAF-CD				
1.1 (DAF a BF)	203	109	38	80S
1.2 (BF a ICF)	102	120	38	10S
1.3 (ICF/D a ICF/W)	102	120	38	5S
1.4 (ICF/W a ICF/O)	102	120	64	5S
1.5 (ICF/O a CD)	102	120	76	5S
2. Línea de vapor: CD-AE				
2.1 (CD a AE)	32	109	51	10S
3. Línea de líquido condensado: AE-Te				
3.1 (AE a ARF)	102	375	64	80S
3.2 (ARF a Te)	102	375	64	80S
4. Línea de reflujo: Te-CD				
4.1 (Te a BR)	152	906	64	160
4.2 (BR a CD)	76	438	64	120
5. Línea de destilado: Te-DAD				
5.1 (Te a BD)	102	500	64	120
5.2 (BD a ICF/D)	76	438	51	160
5.3 (ICF/D a ICWA/D)	76	438	38	160
5.4 (ICWA/D a DAD)	76	438	38	160
6. Línea de residuo: CD-DAW				
6.1 (CD a C)	152	280	89	40S
6.2 (C a CD)	32	344	64	160
6.3 (C a BW)	152	280	89	40S
6.3 (BW a ICF/W)	102	531	76	160
6.4 (ICF/W a ICWA/W)	102	531	64	160
6.5 (ICWA/W a DAW)	102	531	38	160

Tabla M.9.6.4-1. Recopilación de datos mecánicos e hidráulicos.

9.6.5. Sistemas de bombeo

9.6.5.1. Introducción

Una bomba no es otra cosa que un dispositivo fijo que se emplea para transportar fluidos desde una posición a otra, a través de conducciones [9].

Todas las bombas de impulsión dispuestas en la planta serán **bombas centrífugas**, que es, con diferencia, el tipo de dispositivo que más se utiliza en la industria química para transferir líquidos de todo tipo, en nuestro caso, naftas ligeras.

Las *ventajas* primordiales de una bomba centrífuga son su sencillez, el bajo coste inicial, el flujo uniforme (sin pulsos), el mantenimiento, el funcionamiento silencioso y su capacidad de adaptación para su empleo con una unidad motriz de motor eléctrico o de turbina.

Una bomba centrífuga, en su forma más simple, consiste en un impulsor o rodete que gira en el interior de una carcasa. El impulsor consta de un cierto número de paletas o álabes, abiertos o cerrados, montadas sobre un eje que se proyecta al exterior de la carcasa.

El *funcionamiento* de una bomba centrífuga puede observarse de manera esquemática en la figura. A partir de una fuente externa, se le comunica potencia al eje (entrada), que hace girar el impulsor (rodete), situado en el interior de la carcasa estacionaria. Los álabes del impulsor, al girar, producen una disminución de la presión en la entrada u ojo del impulsor. Esto hace que el líquido circule hacia el impulsor desde la tubería de succión. Este líquido se ve obligado a salir, en la dirección de los álabes, a velocidades tangenciales crecientes. La carga de velocidad que adquiere el líquido, al abandonar los extremos de los álabes, se convierte en carga de presión al viajar a través de la cámara espiral y, por último, el líquido llega a la zona de descarga.

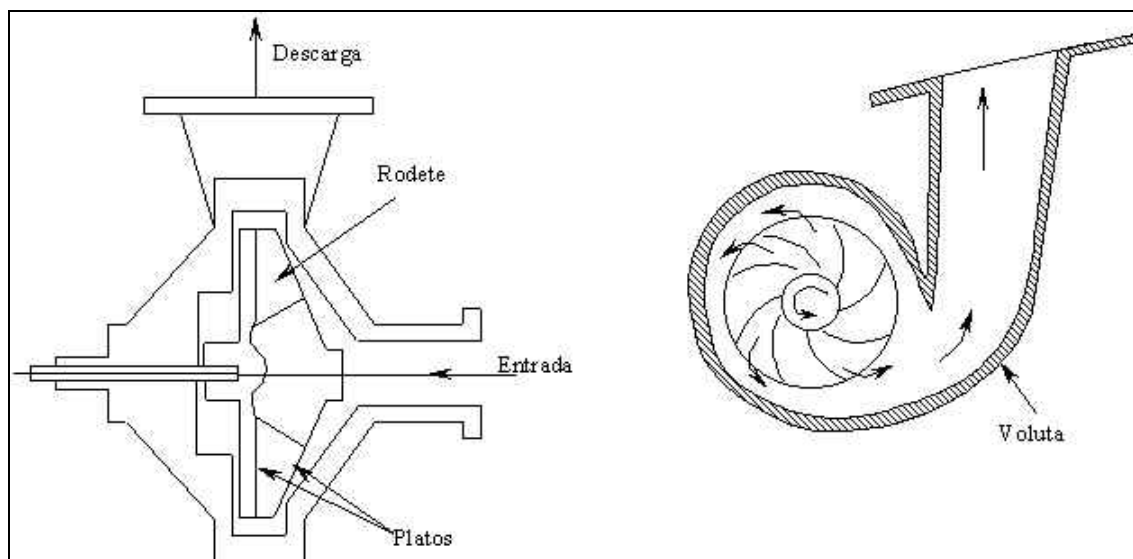


Figura 9.6.5.1. Bomba centrífuga con sus partes.

9.6.5.2. Normas más comunes para el diseño y aplicación de las bombas

Actualmente, el diseño de bombas está bastante regulado y normalizado, aunque la mayoría de las normas en vigor están basadas en aplicaciones experimentales; sin embargo, el desarrollo de diseños especiales, así como de nuevos campos de aplicación, ha exigido varias revisiones y actualizaciones a la normativa. A continuación, se recogen las normas más comunes para el diseño y aplicación de bombas:

- American Petroleum Institute, *API –Normas 610*, Bombas Centrífugas.
- American Society of Mechanical Engineers, *ASME*
- American National Standards Institute, *ANSI*

9.6.5.3. Parámetros de selección de las bombas

Caudal requerido: Las bombas de nuestra planta tienen que impulsar caudales comprendidos en el intervalo de 2 - 80 m³/h.

Carga dinámica total: En una bomba, la carga dinámica total, se define como la diferencia entre la carga total o presión total de descarga y la carga total o presión total de succión. La carga de las bombas instaladas varía desde 1 a 49,33 m.

Posición de la bomba: Es necesario conocer este detalle ya que afecta al *cebado* de la bomba. Ya que todos los depósitos de aspiración (columna,

acumulador y calderín) y, por tanto, los niveles de líquido están por encima del plano de la bomba, el cebado estará asegurado por gravedad.

Condiciones de operación: Se ha de especificar las condiciones de presión (presión de succión) y temperatura a las que se verá sometida cada bomba; el conocimiento de estas variables, junto con la corrosividad de los fluidos circulantes, principalmente, determinarán los materiales de construcción de las bombas. A excepción de la bomba de alimentación, que trabajará a presión atmosférica, las restantes lo harán a una presión promedio de 2 atm. Con respecto a la temperatura, las bombas tendrán que transportar fluidos desde 175 a 308,5 °C.

Propiedades físicas del fluido: Fundamentalmente, se deben indicar la densidad, que permitirá conocer el caudal másico de fluido, y la viscosidad, ya que los líquidos viscosos tienden a precisar un aumento de la potencia de la bomba requerida para su impulsión y producen una reducción tanto de la eficacia de la bomba como de la carga y capacidad de la misma.

Corrosividad y presencia de sólidos en suspensión: Es importante conocer si los líquidos son corrosivos y si transportan sólidos en suspensión, ya que, en caso positivo, es posible que se exijan materiales o recubrimientos específicos y rodets especiales, respectivamente. Ninguno de estos factores son destacables en los líquidos del proceso.

9.6.5.4. Problemas en el funcionamiento de las bombas y medidas adoptadas

La mayor parte de los problemas con las bombas centrífugas ocurren en el lado de la succión. Las bombas centrífugas requieren flujo de líquidos libre de vapores en el tubo de succión en la entrada a los álabes del impulsor para funcionar de modo satisfactorio. Tanto en el tubo de succión como en la bomba la presión mínima no debe caer a menos de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo. Si esto ocurriese, se formarían burbujas justo antes del borde de entrada de los álabes del impulsor y, posteriormente, se aplastarían por el rápido aumento en la presión en el impulsor. Tal fenómeno se conoce con el nombre de *cavitación* y puede reducir la eficiencia de la bomba y ocasionar ruido, vibración y desgaste o roturas del impulsor.

Las bombas que transportan fluidos a una presión notablemente superior a la de vapor de los mismos no corren el riesgo de sufrir cavitación, salvo que éstas se encuentren en una oposición muy elevada con respecto al depósito de succión y las pérdidas de carga en el tramo de aspiración sean significativas. Sin embargo, las bombas de la planta proyectada manejan líquidos saturados, por lo que la posibilidad de que ocurra en ellas la cavitación es muy alta. Ante esta situación se han tomado determinadas medidas para reducir la probabilidad de que tenga lugar este riesgo:

Elevar el acumuladores y el rehervidor: Es, sin duda, la opción más sencilla, efectiva y, también, *costosa*. Al elevar los equipos se ha conseguido, lógicamente, una elevación del nivel del líquido y, por tanto, una altura de succión positiva importante que permite un aumento progresivo en la presión del líquido a medida que éste desciende por la conducción de aspiración.

Aumentar el diámetro de la tubería de aspiración: Como ya se comentó en el apartado anterior referente a sistemas de conducción, el diámetro de la tubería de aspiración es superior al de la tubería de impulsión de la misma línea; de esta forma, *se reducen las pérdidas de carga*.

Proporcionar un diseño adecuado del recorrido de las conducciones: Teniendo en cuenta el estado de saturación de los líquidos transportados, parece lógico pensar que es indeseable una conducción horizontal inmediatamente después de la boquilla de extracción de los equipos, ya que puede ocurrir que la carga estática disponible, debida al nivel del líquido en tales equipos, no sea suficiente para compensar la pérdida de carga en la salida y en el tramo de tubo horizontal. Por ello, a la salida del acumulador y calderín (y, en general, de todos los equipos) se dispone un tramo considerable de tubería vertical, en el cual la energía potencial es mucho mayor que la energía consumida por fricción. Así, al final de dicho tramo existe carga estática disponible para el posterior recorrido en el tramo horizontal.

Con estas actuaciones se consigue un aumento importante de la NPSH disponible y, como consecuencia, no se requieren bombas con un NPSH tan bajo. Así, las bombas serán menos costosas y más eficientes (ahorro tanto en el coste inicial como en el consumo de energía y

mantenimiento), resultados que compensan los costes adicionales de las medidas adoptadas.

10.6.5.5. Especificaciones de las bombas

BOMBA BF: transporta la alimentación de la planta desde la unidad anterior (depósito de almacenamiento DAF), a la columna.

BOMBA BR: traslada el líquido de reflujo desde el acumulador ARF a la columna.

BOMBA BD: transporta el líquido de destilado desde el acumulador ARF al depósito de almacenamiento DAD.

BOMBA BW: transporta el líquido de residuo desde el calderín al intercambiador ICF/W.

	BF	BR	BD	BW
Q (m³/h)	61,2	50	21,7	38,8
T (°C)	20	74,8	74,8	134,3
ρ (kg/m³)	680,8	606,2	606,2	590,4
μ (cP)	0,394	0,209	0,209	0,193

Tabla M.10.6.5.5-1. Datos referidos a cada bomba del sistema

Tramos	L (m)	h_f (m)	
1. Línea de bombeo: DAF-CD			
1.1 (DAF a BF)	15	0,16	
1.2 (BF a ICF)	5	15,4	
1.3 (ICF/D a ICF/W)	15	1,2	
1.4 (ICF/W a ICF/O)	12	1,3	
1.5 (ICF/O a CD)	25	1,6	
		$h_{f,TOTAL}$ (m)	19,6
2. Línea de vapor: CD-AE			
2.1 (CD a AE)	25	225,4	
3. Línea de líquido condensado: AE-Te			
3.1 (AE a ARF)	15	0,64	
3.2 (ARF a Te)	5	0,25	
		$h_{f,TOTAL}$ (m)	226,3
4. Línea de reflujo: Te-CD			
4.1 (Te a BR)	5	0,15	
4.2 (BR a CD)	30	2,4	
		$h_{f,TOTAL}$ (m)	2,5
5. Línea de destilado: Te-DAD			
5.1 (Te a BD)	5	0,12	
5.2 (BD a ICF/D)	30	2,6	
5.3 (ICF/D a ICWA/D)	10	1,0	
5.4 (ICWA/D a DAD)	30	2,4	
		$h_{f,TOTAL}$ (m)	6,1
6. Línea de residuo: CD-DAW			
6.1 (CD a C)	20	0,73	
6.2 (C a CD)	20	131,3	
6.3 (C a BW)	5	0,13	
6.3 (BW a ICF/W)	7	1,1	
6.4 (ICF/W a ICWA/W)	15	1,1	
6.5 (ICWA/W a DAW)	15	1,3	
		$h_{f,TOTAL}$ (m)	135,6

10. Control del proceso

En este apartado se expondrán los distintos lazos que constituyen el sistema de control de planta, los objetivos planteados con el mismo, las variables que intervienen en dicho control y los elementos principales que hacen posible llevarlo a cabo. No obstante, para una mejor comprensión, el sistema de control del proceso se encuentra representado en el diagrama de tuberías e instrumentos (*diagrama P&I*) ilustrado en el plano N° 3. En este diagrama, además de la instrumentación de control, se incluye una representación de los equipos de las tuberías, de las bombas y de otros elementos auxiliares; aunque el grado de detalle del diagrama no sea excesivo, éste permite entender el funcionamiento integrado del proceso y del sistema de control. Comentar que la simbología para el trazado de este diagrama P&I ha seguido las normas desarrolladas por la *Sociedad Internacional para la Medición y el Control (normas ISA)*, que son las de principal uso en las industrias químicas y de refino.

En primer lugar, se describen los elementos básicos del sistema de control:

Sensores y transmisores

Se tratarán conjuntamente ya que suelen estar físicamente unidos formando un único aparato o instrumento.

Termopares: son los sensores de temperatura utilizados en el proceso. Aunque, de manera genera, son menos precisos que las termorresistencias, tienen una velocidad de respuesta y un rango de temperaturas mayores y un coste inferior; no obstante, los termopares seleccionados (tipo T: Cobre/Constantan) presentan un rango de temperaturas no tan amplio (-270 a 400 °C), pero suficiente, y una precisión aceptable de $\pm 0,75$ %.



Figura M.10-1. Termopar

Medidores de nivel: en la planta se dispondrá de medidores de lecturas proporcionales, que permiten conocer la altura del producto en el equipo a través de medidas de la presión. Al tratarse de equipos cerrados, hay que colocar dos tomas de presión, una en el punto de medida y otra por encima del nivel del líquido. Estas dos tomas se conectan a las dos cámaras del sensor diferencial, cuya señal de salida será una medida de nivel de líquido sobre la toma inferior.



Figura M.10-2. Medidorres de nivel

Fuelles-galgas extensiométricos: son los dispositivos que permiten obtener una medida de la presión. Las galgas extensiométricas, elementos resistivos cuya resistencia varía cuando son sometidos a deformación, se pegan a un fuelle, cuya deformación depende de la presión a la que está sometido. Al deformarse el fuelle, se deforma también la galga y cambia la resistencia de la misma, por lo que midiendo ésta se puede medir indirectamente la presión a la que está sujeto el fuelle.



Figura M.10-3. Galga extensiométrica.

Placas de orificio: son los elementos encargados de medir el caudal volumétrico en la planta (fueron explicados en el apartado anterior).

Cromatógrafos: permiten la determinación de la composición de las corrientes de interés. Aunque son instrumentos con un tiempo de respuesta elevado (algunos minutos) y comparativamente caros, son los analizadores en línea adecuados para las mezclas de hidrocarburos.

Controladores e instrumentos complementarios

Controladores digitales PID: son los elementos encargados de recibir una señal correspondiente a la variable medida y otra al punto de consigna y calcular la acción de control a partir de una regla o conjunto de reglas que son parte de su configuración interna.

Divisor, multiplicador y sumador: son los instrumentos que permiten dividir, multiplicar y sumar dos señales, respectivamente.

Convertidores intensidad-presión: como su nombre indica, su función es transformar una señal eléctrica en una señal neumática.

Medios de transmisión

Tuberías: serán líneas de transmisión neumática, ya que a su través se transmite la presión del aire. El rango de transmisión por presión utilizado es de 3 a 15 psig.

Cables eléctricos: serán líneas de transmisión a través de las cuales se transmite la intensidad. Sería posible utilizar como propiedad eléctrica la tensión en lugar de la intensidad; sin embargo, esta primera incluye una serie de problemas tales como la caída de tensión a lo largo del cable, los altos costos de apantallamiento necesarios si se hace circular una baja intensidad para solucionar el problema interior, etc. El rango de transmisión por intensidad utilizado es el de 4 a 20 mA.

Actuadores o elementos finales de control

Válvulas de regulación automática de globo: sin duda alguna, éstos son los elementos finales de control más utilizados en la planta ya que las variables que se manipulan en los lazos de control propuestos son, en la práctica totalidad de los casos, caudales de corrientes de proceso (las válvulas de globo fueron explicadas en el apartado anterior).

Impulsores de turbina de vapor: son los actuadores en los lazos de control asociado al aerorefrigerante. Estos impulsores, de velocidad variable, permiten ajustar la velocidad de rotación de los ventiladores y, por tanto, la cantidad de flujo de aire impulsada. Adicionalmente a éste, se dispone del método de control de inclinación controlable de las aspas del ventilador, cuyo ángulo repercute también en el caudal de aire.

Tipos de controles

Los sistemas de regulación basados en la realimentación continua de la señal de error, tienen una gran ventaja, ya que la comparación permanente entre el valor deseado de la variable controlada y su valor actual, les permite corregir el efecto de las perturbaciones, incluso sin un conocimiento completo de las características del proceso.

La principal desventaja que presenta el control de realimentación, es la necesidad de que exista una señal de error para que el controlador actúe iniciando la corrección, es decir, cuanto más retardo posea un proceso, tanto más difícil será controlarlo con el sistema clásico de realimentación.

En otras palabras, el control realimentado corrige después de que las variables perturbadoras han desviado a la controlada de su punto de referencia.

Por las anteriores se han generalizado otras técnicas de control que son variantes de los controladores PID o tienen enfoques diferentes de control clásico.

Control de realimentación

La realimentación (también referida de forma común como *retroalimentación*) es un mecanismo por el cual una cierta proporción de la salida de un sistema se redirige a la entrada, con objeto de controlar su comportamiento. La realimentación se produce cuando las salidas del sistema o la influencia de las salidas del sistema en el contexto, vuelven a ingresar al sistema como recursos o información. La realimentación permite el control de un sistema y que el mismo tome medidas de corrección con base en la información realimentada.

Control en cascada.

El control en cascada consta de dos lazos de realimentación, uno de los cuales es interno al otro. Su *objetivo* es el de mejorar el desempeño de un lazo de control realimentado que no funciona satisfactoriamente, aunque su controlador esté bien sintonizado, debido a la lentitud de respuesta de su variable controlada, que entra en diferentes puntos del lazo y cuyo efecto sobre la variable controlada no se puede detectar rápidamente, desmejorando la controlabilidad.

Una de las principales *aplicaciones* del control en cascada es en procesos donde la variable manipulada es un fluido de servicio (agua o vapor) sometido a perturbaciones.

En el control en cascada la salida del lazo externo o principal, llamado maestro, fija el punto de referencia al lazo interno o secundario, denominado controlador esclavo.

Para que el control en cascada sea eficaz, es necesario escoger adecuadamente la variable secundaria teniendo en cuenta las perturbaciones que puedan presentarse y las velocidades de respuesta de los distintos componentes, de acuerdo con los siguientes requisitos:

1. Que el sistema bajo control pueda dividirse en dos procesos simples, para cerrar alrededor de estos los lazos de control principal y secundario.

2. Que el lazo secundario incluya el mayor número de perturbaciones sin llegar a decrecer demasiado su tiempo de respuesta.
3. El lazo secundario debe ser más rápido que el lazo primario.

Algunas combinaciones típicas se muestran a continuación:

Primario	Secundario
Temperatura	Presión
Temperatura	Flujo
Temperatura	Temperatura
Nivel	Flujo
Composición	Flujo

Ventajas del control en cascada:

1. Las perturbaciones en el lazo interno o secundario son corregidas por el controlador secundario, antes de que ellas puedan afectar a la variable primaria.
2. Cualquier variación en la ganancia estática de la parte secundaria del proceso es compensada por su propio lazo.
3. Las constantes de tiempo asociadas al proceso secundario son reducidas drásticamente por el lazo secundario.
4. El controlador primario recibe ayuda del controlador secundario para lograr una gran reducción en la variación de la variable primaria.

Debido a que el lazo secundario existe como un elemento del lazo primario, el controlador secundario debe ajustarse apropiadamente antes que el controlador primario, colocando a éste manual.

El ajuste para el controlador secundario debe hacerse para cambios en la referencia o para cambios en la perturbación si se espera que existan cambios severos en esta última.

Igualmente se debe tener en cuenta la regla de oro del control en cascada: “Si el lazo esclavo desaparece, el lazo maestro debe mantenerse estable”.

Si la temperatura del agua de enfriamiento cambia, se convierte en una perturbación cuyo efecto sobre el lazo principal puede corregirse con un control en cascada como el mostrado en la figura M.18-1.

Control anticipativo. (feed-forward control)

En este tipo de control, la información relacionada con una o más condiciones que puedan perturbar la variable controlada, se realimentan para minimizar la desviación de la variable controlada.

En sistemas que poseen tiempos de retardo importantes con desviaciones de magnitud y duración distintas, la señal de error es detectada mucho tiempo después que se ha producido el cambio de carga, por lo cual, la corrección correspondiente es retardada y ocurre a veces que el controlador actúa cuando no se necesita porque se ha eliminado el cambio de carga que dio lugar a la corrección.

El control anticipativo se basa en la mediación de una o más variables de entrada y actúa simultáneamente sobre la variable manipulada que produce la salida deseada del proceso. Con este control, se cancelan los efectos indeseables de perturbaciones medibles al compensarlos antes de que se perciban en la salida.

Este tipo de control requiere un conocimiento exacto y completo de las características estáticas y dinámicas del proceso, así como de la forma como las perturbaciones afectan la salida del proceso.

Su diseño se basa en un sistema de cómputo que tiene como entradas las señales que provienen de la medición de las perturbaciones y como la salida la modificación que debe hacerse en la variable manipulada para que la variable controlada no se desvíe de su punto de referencia. De esta manera, la variable perturbadora entra simultáneamente con la acción correctiva con lo que impide la desviación que se produciría en la variable controlada. Esta corrección antes de que se produzca el error da el nombre de anticipativa a esta acción de control.

Como conclusión, se puede afirmar que el control de realimentación puede controlar bien en régimen permanente, pero no lo hace suficientemente en condiciones dinámicas de funcionamiento del proceso.

En cambio, el control anticipativo es capaz de regir rápidamente los cambios dinámicos, pero presenta un offset considerable a la salida.

Principales aplicaciones:

1. En procesos difíciles de controlar por realimentación debido a la presencia de tiempo muerto y retardos considerables.
2. En procesos que reciben flujos no controlados provenientes de otras partes de la planta y que pueden afectar a la variable controlada.
3. Procesos en el que la variable controlada no puede medirse con precisión o de modo continuo.
4. Procesos en el que la variable controlada no es fija y viene determinada por otras variables.

Ventajas:

- Detecta las variables perturbadoras y toma la acción correctiva antes de que la variable controlada se desvíe de su punto de referencia.
- Útil para procesos con tiempo muerto y de respuesta dinámica muy lenta.

Desventajas:

- *Requiere medir todas las variables perturbadoras.*
- *Requiere conocimiento exacto del proceso.*
- *El modelo puede resultar físicamente irrealizable.*
- *No corrige perturbaciones no medidas.*
- *Es insensible a variaciones en los parámetros de los elementos del lazo de control.*

10.1. Sistema de control en la planta

La planta proyectada plantea un problema de control de gran complejidad debido a que el número de variables de entrada y de salida es muy elevado, a que la relación entre las variables controladas y manipuladas es enormemente complicada y a que el número o el grado de complejidad de los objetivos que debe satisfacer el sistema de control es considerable. Por ejemplo, cualquiera de las variables de entrada - perturbaciones o manipuladas- afecta a varias variables a controlar, lo cual lleva al problema de emparejamiento entre variables controladas y manipuladas para formar los lazos de control y a la existencia de interacciones entre lazos que suelen complicar gravemente el control de la planta [24].

En relación con los objetos propuestos que debe satisfacer el sistema de control, éstos consisten no sólo en conseguir una operación estable y segura de la planta en conjunto, sino en lograr una operación óptima que minimice el consumo energético. Lógicamente, la consecución de estos objetivos pasa por impedir que se violen restricciones de operación, tales como que el caudal de vapor que asciende a través de los platos de los platos de las columnas sea tan elevado que produzca la inundación de las mismas o que el nivel de líquido en los acumuladores o depósitos de almacenamiento supere determinados límites. Para tales fines, se implementará un control regulatorio avanzado, cuyas técnicas permitirán una mejor calidad de control ante las perturbaciones que afectan al proceso. En la columna de destilación esto se traduce en que la composición de los productos se mantendrá más ajustada a los valores deseados, lo cual hará posible especificar unos puntos de consigna de calidad más próximos a los realmente requeridos, sin el temor de que se obtengan productos fuera de especificaciones. Naturalmente, esto conlleva un menor consumo de energía (menor relación de reflujo) y una operación económicamente más favorable. Aún así, a pesar del alto grado de automatización alcanzado, es importante resaltar que éste se ha diseñado, en todo momento, en consonancia con los requerimientos técnicos y teniendo en cuenta que una complicación innecesaria lleva a un peor entendimiento por parte del operador y, adicionalmente, que, a medida que el nivel de automatización sube un peldaño, más costoso es el sistema de control.

En este apartado se comentará el tipo de sistema control elegido para cada equipo existente en la planta.

10.1.1. Sistema de control de caudal del DAF

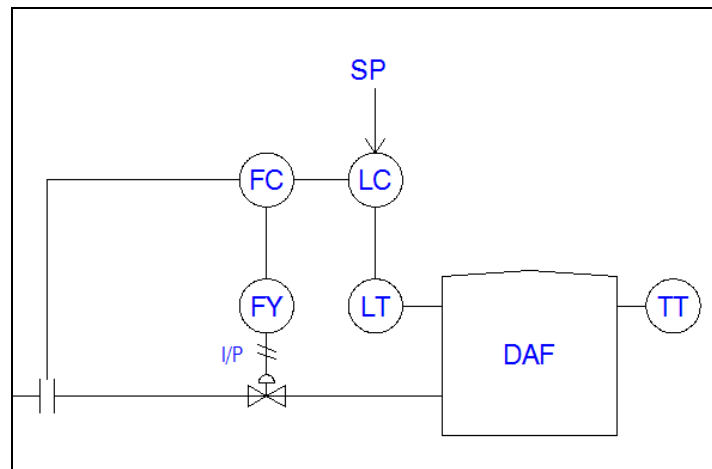


Figura M.10.1-1. Sistema de control de caudal del DAF

- *Tipo de control:* por cascada (lazo 1 por realimentación y lazo 2 anticipativo)
- *Variable controlada:* nivel de líquido.
- *Variables medidas:* nivel líquido y velocidad de flujo.
- *Variable manipulada:* caudal de salida del depósito de alimentación.

El nivel de líquido en el depósito se controla mediante el sistema constituido por dos lazos cerrados, el sensor de nivel de líquido proporciona la medida al correspondiente controlador de nivel que compara el valor de referencia y en función de la diferencia entre ambos, establece el punto de consigna para el controlador de flujo, el cual a su vez tomando la medida de caudal a la salida de la válvula ejerce mayor o menor apertura sobre la misma.

10.1.2. Sistema de control del caudal de alimentación a la planta.

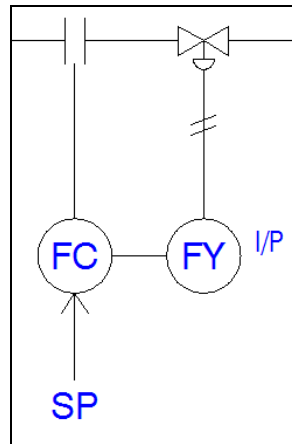


Figura M.10.1-2. Sistema de control de caudal a la planta

- *Tipo de control:* por realimentación (lazo 3).
- *Variable controlada:* caudal de alimentación de salida de la bomba, BF.
- *Variable medida:* caudal de alimentación de salida de la bomba, BF.
- *Variable manipulada:* caudal de alimentación de salida de la bomba, BF.

Es un lazo cerrado en el que el controlador compara el flujo parafínico de alimentación a la planta, medido por la placa de orificio, con su punto de consigna, actuando en consonancia sobre la válvula, que regulará el caudal de dicha carga (variable medida, controlada y manipulada).

10.1.3. Sistema de control de la temperatura de entrada de la alimentación a la columna.

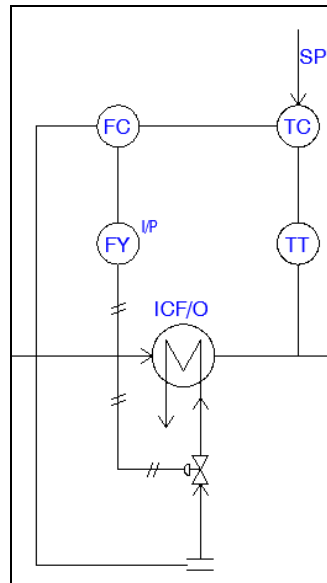


Figura M.10.1-3. Sistema de control de T_{ent} de la alimentación a la CD

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación lazo 4 y anticipativo lazo 5).
- *Variable controlada:* temperatura de salida de la alimentación del intercambiador ICF/O.
- *Variable medida por realimentación:* temperatura de salida de alimentación del intercambiador ICF/O.
- *Variable medida en adelanto:* caudal de alimentación de salida de la bomba, BF.
- *Variable manipulada:* caudal de aceite térmico de ICF/O.

Es un control en cascada que, como tal, consta de dos bucles: uno externo o bucle primario y otro interno o bucle secundario. Así, en el primero de ellos, la señal correspondiente a la temperatura medida por el termopar llega al controlador, cuya salida supone el punto de consigna del segundo controlador. Éste si a partir de dicha señal, manipula la válvula que regulará el caudal de aceite térmico suministrado al intercambiador ICF/O.

10.1.4. Sistema de control de la presión en cabeza de columna.

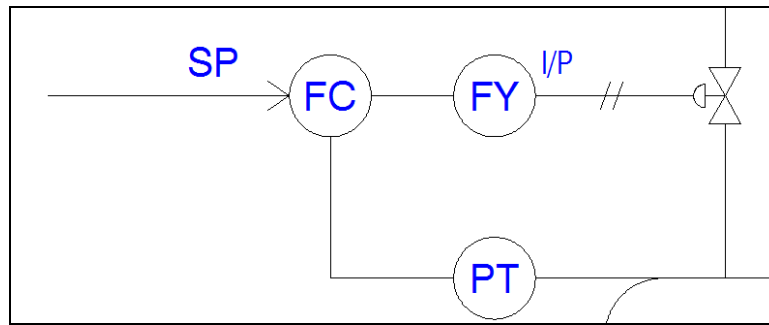


Figura M.10.1-4. Sistema de control de la P en cabeza de la CD

- *Tipo de control:* por realimentación (lazo 6).
- *Variable controlada:* presión en cabeza de columna, *CD*.
- *Variable medida:* presión en cabeza de columna, *CD*.
- *Variable manipulada:* caudal de vapor de cabeza.

Se trata de un lazo cerrado en el que una galga extensiométrica, colocada en la parte superior de la columna de destilación, mide la presión existente en dicha zona; la señal transmitida se envía hacia el controlador, el cual actúa sobre la válvula, situada en la conducción del vapor de cabeza, que ajustará el caudal del mismo, en caso de que sea necesario.

10.1.5. Sistema de control de la temperatura de salida del producto de cabeza.

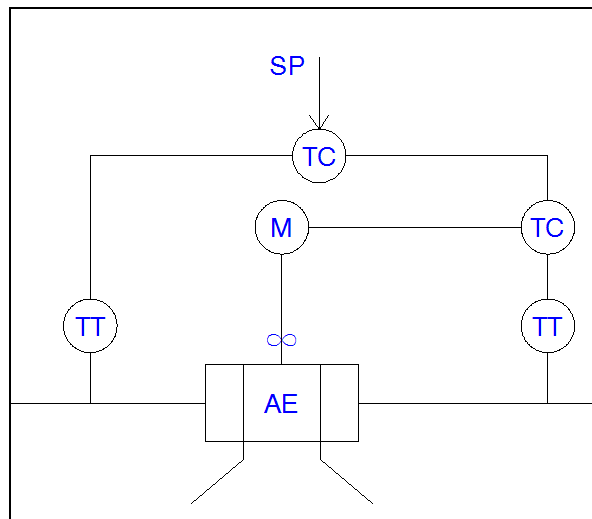


Figura M.10.1-5. Sistema de control de la T_{sal} del producto de cabeza

- *Tipo de control:* control en cascada (anticipativo -lazo 7- y por realimentación -lazo 8-).
- *Variable controlada:* temperatura de salida del producto de cabeza.
- *Variable medida por realimentación:* temperatura de salida del producto de aerorefrigerante.
- *Variable medida en adelanto:* temperatura de salida del producto de cabeza.
- *Variable manipulada:* caudal de aire del aerorefrigerante.

La temperatura a la entrada del aerorefrigerante es medida a través del primer termopar para determinar la diferencia con la temperatura a la salida del mismo medida a través del segundo termopar. Existen dos controladores de temperatura, de forma que el primero es el maestro (al que se le fija el punto de consigna) y proporciona la consigna al controlador esclavo de temperatura que actúa a su vez sobre el motor del equipo.

10.1.6. Sistema de control de la composición del destilado de la columna de destilación.

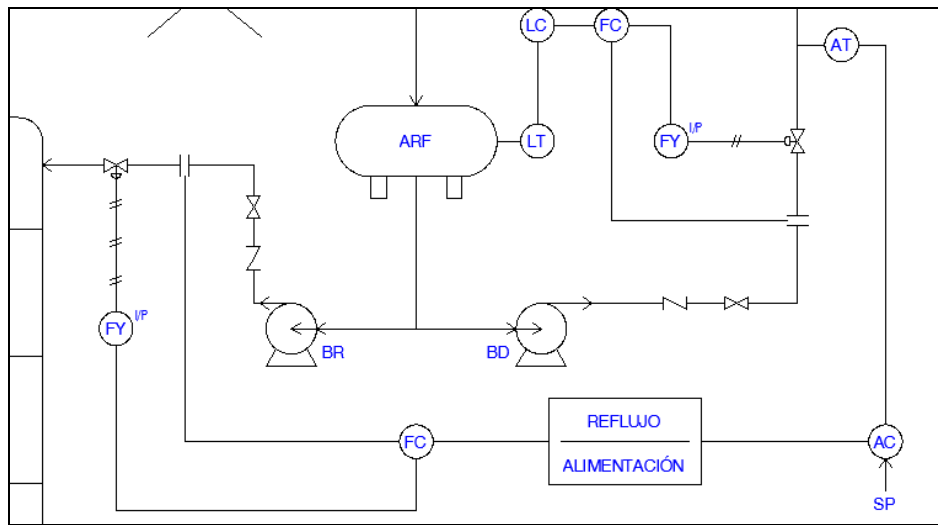


Figura M.10.1-6. Sistema de control de la composición del destilado de la CD

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 9 y anticipativo en proporción, lazo 10).
- *Variable controlada:* composición del destilado.
- *Variable medida por realimentación:* composición del destilado.
- *Variable medida para el punto de consigna en adelante:* caudal de alimentación a la columna (señal procedente del lazo 3).
- *Variable medida en adelante:* caudal de reflujo.
- *Variable manipulada:* caudal de reflujo.

En la columna de destilación controlada, la composición del destilado se controla con un sistema en cascada de cierta complejidad, así los objetivos que se persiguen son:

- Ajustar a un valor determinado dicha composición, es mantener constante la relación del caudal de reflujo con el de alimentación.
- Por un lado, para compensar los cambios en el caudal de alimentación de la columna, que es la variable de perturbación más significativa con respecto al caudal de reflujo, llega al sistema de control la señal de mediada de la citada variable, cuya magnitud se verá afectada por la acción del multiplicador reflujo/alimentación.

- Por otro lado, aunque la composición de la alimentación no experimenta cambios de importancia, se realiza una toma de muestra del destilado, que, tras ser refrigerada, se realiza mediante un cromatógrafo. La medida realizada por dicho analizador de composición es enviada al controlador de composición, el cual emitirá una señal que ajustará, mediante un sumatorio de señales, la de la salida del multiplicador. La señal resultante supondrá el punto de consigna del controlador de flujo, el cual lo comparará con la medida del caudal de destilado realizado por la placa de orificio, actuando en consonancia sobre la válvula de control de este caudal.

- Adicionalmente a lo expuesto, comentar que ha sido necesario aplicar una compensación dinámica mediante una red adelanto-retardo con tiempo muerto, debido a que la dinámica de la composición respecto de la alimentación no tiene por qué coincidir con la dinámica respecto del reflujo, siendo lo lógico pensar que la composición responda más rápidamente al reflujo que a la alimentación.

10.1.7. Sistema de control del nivel de líquido en el acumulador de reflujo

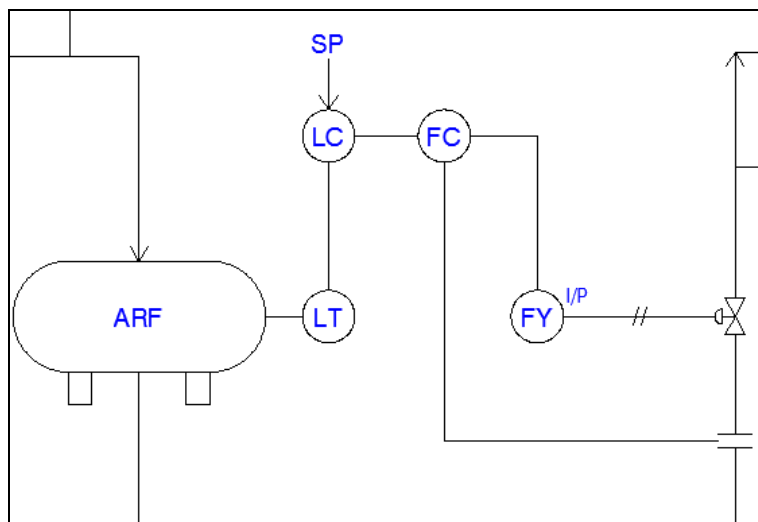


Figura M.10.1-7. Sistema de control del nivel de líquido en el ARF

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 11 y anticipativo, lazo 12).
- *Variable controlada:* nivel de líquido en el acumulador de reflujo, ARF.
- *Variable medida por realimentación:* nivel de líquido en el acumulador, ARF.
- *Variable medida en adelante:* caudal de destilado.
- *Variable manipulada:* caudal de destilado.

El control llevado a cabo es en cascada, siendo su objetivo mantener en su punto determinado el nivel de líquido en el botellón de reflujo asociado a la columna de destilación. Para ello, se dispone de un sublaço primario, cuyo controlador, a partir del punto de consigna y de la señal enviada por un medidor de nivel de lectura proporcional, basado en la medida de presiones, manipula el punto de consigna del controlador del laço secundario; éste, mediante la comparación entre esa señal y la correspondiente al caudal de destilado, cuya medida es realizada por una placa de orificio, actúa sobre la válvula.

10.1.8. Sistema de control del nivel de líquido en el fondo de la columna de destilación.

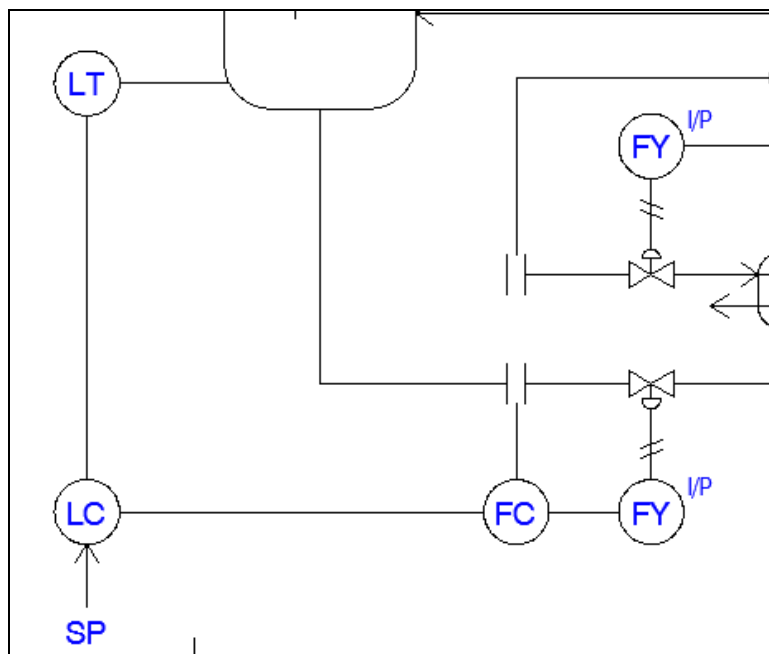


Figura M.10.1-8. Sistema de control del nivel de líquido en el fondo de la CD

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 13 y anticipativo, lazo 14).
- *Variable controlada:* nivel de líquido en el fondo de la columna, CD.
- *Variable medida en adelanto:* caudal de líquido en el fondo de la columna, CD.
- *Variable manipulada:* caudal de líquido del fondo de la columna, CD.

En este caso en especial, el medidor de nivel se encuentra situado en el fondo de la columna de destilación, mientras que el medidor de caudal y la válvula de control se hallan en la conducción que comunica el fondo de la columna de destilación con el calderín. Así teniendo en cuenta la medición realizada sobre el nivel del fondo se actúa teniendo en cuenta el set point sobre el controlador de flujo que a su vez comparando con la respectiva medida de caudal actúa finalmente sobre la válvula.

10.1.9. Sistema de control de la composición del residuo de la columna de destilación.

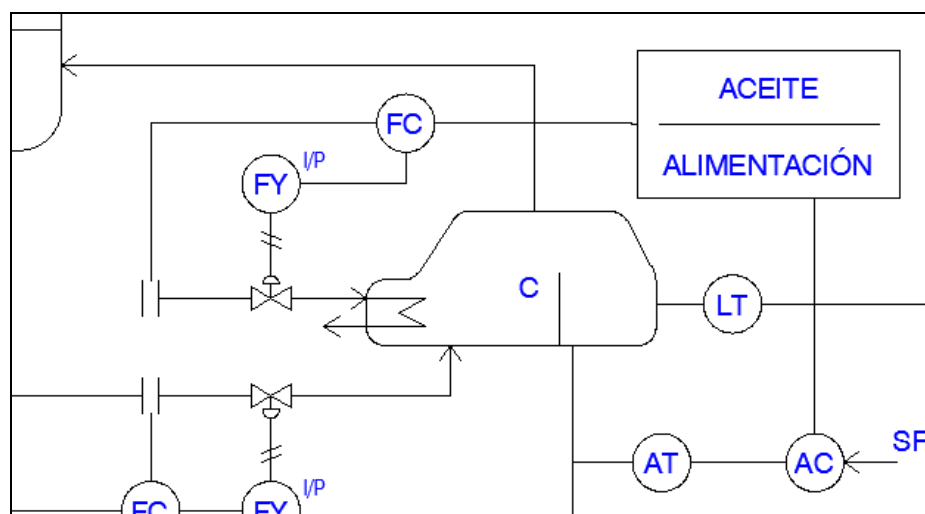


Figura M.10.1-9. Sistema de control de la composición del residuo de la CD

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 15 y anticipativo, lazo 16).
- *Variable controlada:* composición del residuo.
- *Variable medida por realimentación:* composición del residuo.
- *Variable medida por el punto de consigna en adelante:* caudal de alimentación a la columna de destilación, CD (señal procedente del lazo 1).
- *Variable medida en adelante:* caudal de aceite térmico en el calderín, C).
- *Variable manipulada:* caudal de aceite térmico del calderín, C.

El sistema de regulación implementado se basa en un control en cascada idéntico en funcionamiento al propuesto para el control de la composición de destilado, siendo el objetivo en el caso que nos concierne, ajustar a un valor determinado la composición del residuo a través de la constancia en la relación del caudal de fluido calefactor con el de alimentación (e, indirectamente se consigue también mantener aproximadamente invariable la relación vapor/líquido en el calderín). Como diferencias destacables, comentar que la medida de la composición se realiza, como es lógico, en al corriente de residuo y que la placa de orificio y la válvula de control del lazo secundario se sitúan en la conducción del aceite térmico.

10.1.10. Sistema de control de líquido en el calderín.

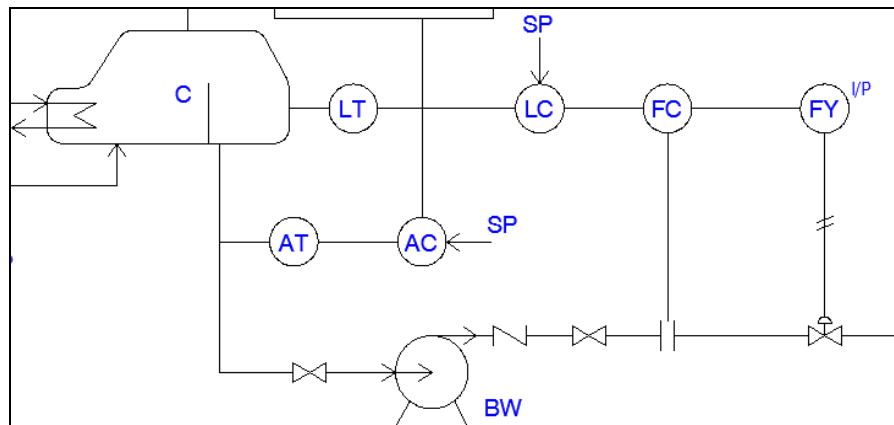


Figura M.10.1-10. Sistema de control de líquido en el calderín

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 17 y anticipativo, lazo 18).
- *Variable controlada:* nivel de líquido en el calderín, C.
- *Variable medida por realimentación:* nivel de líquido en el calderín, C.
- *Variable medida en adelanto:* control del calderín, C.
- *Variable manipulada:* control del calderín, C.

El control implementado es similar al correspondiente a los otros sistemas de control, con la única variación lógica de la localización de los instrumentos; así, el medidor de nivel se encuentra situado en el calderín, mientras que el medidor de caudal y la válvula de control se hallan en la conducción de salida del calderín.

10.1.11. Sistema de control de temperatura a la entrada del depósito de almacenamiento de destilado.

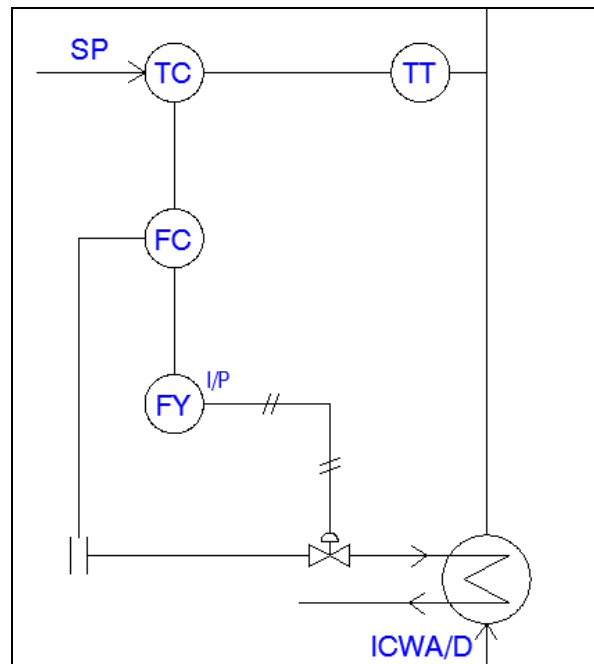


Figura M.10.1-11. Sistema de control de T_{ent} del DAD

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 19 y anticipativo, lazo 20).
- *Variable controlada:* temperatura de salida del enfriador de agua ICWA/D.
- *Variable medida por realimentación:* temperatura de salida del enfriador ICWA/D.
- *Variable medida en adelante:* caudal de alimentación de agua al enfriador ICWA/D.
- *Variable manipulada:* caudal de alimentación de agua del enfriador ICWA/D.

10.1.12. Sistema de control de temperatura a la entrada del depósito de almacenamiento de residuo.

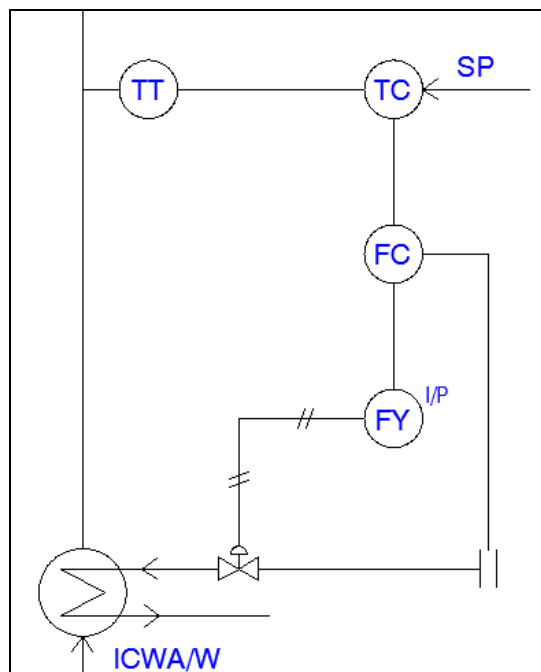


Figura M.10.1-12. Sistema de control T_{ent} del DAW

- *Tipo de control:* control en cascada (por realimentación, lazo 21 y anticipativo, lazo 22).
- *Variable controlada:* temperatura de salida del enfriador de agua ICWA/W.
- *Variable medida por realimentación:* temperatura de salida de del enfriador ICWA/W.
- *Variable medida en adelanto:* caudal de alimentación de agua al enfriador de agua ICWA/W.
- *Variable manipulada:* caudal de alimentación de agua del enfriador ICWA/W.

11.1.13. Sistema de control de nivel de líquido en los depósitos de almacenamiento.

El nivel de líquido en los depósitos de almacenamiento, DAD y DAW se controla mediante medidores de lectura proporcionales. A diferencia de los anteriores, éste es un sistema de control de decisión “no automática”; el personal competente evaluará la situación y decidirá, en función de la demanda del producto almacenado y del volumen de éste en el depósito, el momento del vaciado de los depósitos.

Junto con todo esto, se dispondrá en la planta de una serie de instrumentación adicional cuya única función será determinar (indicar) el estado o la propiedad de una corriente o zona: analizador de composición de la alimentación a la planta, transmisores de temperatura a una altura de la torre de fraccionamiento e indicadores/transmisores de temperatura de la alimentación a la columna de destilación, CD; del líquido almacenado en los depósitos DAF, DAD y DAW y del vapor procedente del calderín, C.

ANEXOS

ANEXO I

Estimación de propiedades físicas

Índice del Anexo I. Estimación de propiedades físicas

1. Introducción	133
2. Parafinas lineales	133
2.1. Propiedades físicas de partida	133
2.2. Procedimiento de estimación de propiedades físicas	134
2.2.1. Temperatura de ebullición a 2 atm	134
2.2.2. Masa molecular de la mezcla	135
2.2.3. Densidad	136
2.2.3.1. Densidad de líquido puro saturado	136
2.2.3.2. Densidad de mezcla líquida saturada	138
2.2.3.3. Densidad de vapor saturado puro	139
2.2.3.4. Densidad de vapor en una mezcla saturada	141
2.2.4. Tensión superficial de la mezcla	141
2.2.5. Viscosidad del vapor	143
2.2.5.1. Viscosidad de una mezcla de vapores a baja presiones	144
2.2.5.2. Viscosidad del vapor puro a bajas presiones	145
2.2.6. Viscosidad del líquido	146
2.2.6.1. Viscosidad de una mezcla de líquidos	146
2.2.6.2. Viscosidad de líquido puro	147
2.2.7. Capacidad calorífica	148
2.2.7.1. Capacidad calorífica de líquidos puros	148
2.2.7.2. Capacidad calorífica de mezclas líquidas	149
2.2.8. Calor latente	149
2.2.8.1. Calor latente de líquidos o vapores puros	149
2.2.8.2. Calor latente de una mezcla líquida o vapor	150
2.2.9. Conductividad térmica	150
2.2.9.1. Conductividad térmica de líquidos puros	150
2.2.9.2. Conductividad térmica de mezclas líquidas	151
2.2.10. Punto de inflamabilidad	151
2.2.10.1. Punto de inflamabilidad de líquidos puros	151
2.2.10.2. Punto de inflamabilidad de mezclas líquidas	152
3. Cálculo de propiedades físicas	152
4. Fluidos auxiliares	174

Anexo I. Cálculo de propiedades físicas

1. Introducción

En este anexo se expondrán, en primer lugar, una recopilación de las características físicas de los diferentes componentes de interés necesarias en el cálculo de las propiedades deseadas; acto seguido se explica el método empelado en la determinación de las diferentes propiedades; para continuar cuantificando las mismas.

2. Parafinas lineales

Parafina es el nombre común de un grupo de hidrocarburos alcanos de fórmula general C_nH_{2n+2} , donde n es el número de átomos de carbono.

Parafina, o hidrocarburo de parafina, es el nombre técnico de los alcanos en general, aunque en la mayoría de los casos se refiere específicamente a un alcano lineal o alcano *normal*. El nombre deriva del latín *parum* (= apenas) + *affinis* aquí utilizado con el significado de "falta de afinidad", o "falta de reactividad".

2.1. Propiedades físicas de partida

Se presenta un cuadro resumen con las características físicas necesarias en el cálculo de las propiedades deseadas, de ahí que se les referencia como “de partida”, [11].

Tabla AI.2.1-1. Propiedades de partida					
Compuesto	ω_i	T_{ci} (K)	P_{ci} (bar)	M_i	T_{ebi} , 1 atm (K)
N-pentano	0,251	469,7	33,7	72,151	309,2
N-hexano	0,299	507,5	30,1	86,178	341,9
N-heptano	0,349	540,3	27,4	100,205	371,6
N-octano	0,398	568,8	24,9	114,232	398,8
N-nonano	0,445	594,6	22,9	128,259	424

1. Cuando el símbolo de una propiedad lleve el subíndice “i”, se hace referencia a la propiedad del componente “i”; si no lo lleva, se hace referencia a la propiedad de mezcla

2.2. Procedimiento de estimación de propiedades físicas

2.2.1. Temperatura de ebullición a 2 atm

Es interesante contar con la temperatura de ebullición de cada componente a la presión de operación establecida, 2 atm en promedio, que resulta una referencia útil en determinados cálculos (véase anexo II).

Tabla A1.2.2-2. Coeficientes de Antoine y T _{eb} a atm						
Compuesto	T _{eb} , 2 atm(K)	ANT(A)	ANT(B)	ANT(C)	T _{máx} (K)	T _{mín} (K)
N-pentano	331,13	15,8333	2477,07	-39,94	330	220
N-hexano	365,76	15,8366	2697,55	-48,78	370	245
N-heptano	397,13	15,8737	2911,32	-56,51	400	270
N-octano	425,78	15,9426	3120,29	-63,63	425	292
N-nonano	452,26	15,9671	3291,45	-71,33	452	312

Esa T_{eb} a 2 atm se ha determinado mediante la *ecuación de Antoine*, cuya expresión es [11]:

$$\ln(P^{vap} [\text{mmHg}]) = A_i - \frac{B_i}{T_i [K] + C_i} \quad (\text{A1.2.2.1-1})$$

Que describe la relación entre la temperatura y la presión de saturación del vapor de nuestras sustancias puras.

En forma explícita de T, es:

$$T_i [K] = -C_i - \frac{B_i}{\ln(P^{vap} [\text{mmHg}]) - A_i} \quad (\text{A1.2.2.1-2})$$

Nótese que P^{vap} no va acompañada del subíndice “i”. En efecto, la ecuación ha sido adaptada para el caso en que se desea calcular T^{eb} a una presión dada e idéntica para todos los componentes (2 atm).

Se presentan en la misma tabla sus coeficientes A, B y C, denotados como ANT(x), donde “x” hace referencia al coeficiente en cuestión; se presentan también el rango de temperaturas en que se recomienda se encuentre la temperatura para poder tener seguridad en la fiabilidad del resultado. Obsérvese que las temperaturas determinadas están dentro del rango (n-hexano y n-heptano), o bien salen de él por el límite superior, pero con una desviación pequeña, de forma que se ha admitido que los

resultados así obtenidos son fiables. Si la desviación hubiera sido mayor, se recomienda no usar esta ecuación, pues podría llevar a resultados equívocos [11].

Se ha elegido la ecuación de Antoine por:

- Proporcionar resultados razonables siendo una ecuación de mostrada sencillez [11].
- Disponer de los coeficientes necesarios para los compuestos de nuestro sistema, dentro del rango de temperaturas en que se recomienda su uso.

Pasos a seguir

1. Seleccionar el componente del que se desea conocer T_i (de ebullición); a la presión de trabajo considerada.
2. Elegir los correspondientes coeficientes de Antoine (Tabla AI.2.2.1-2).
3. Emplear la ecuación (AI.2.2.1-2), cuidando que las unidades estén como se indica.
4. Calcular T_i , y verificar que se encuentra dentro del rango permisible.

2.2.2. Masa molecular de mezcla

Se determina en base al promedio dado por la siguiente expresión:

$$M = \sum_{i=1}^{i=N} x_i M_i \quad \left\{ \begin{array}{l} x_i: \text{Fracción molar en fase líquida del componente "i"} \\ M_i: \text{Masa molecular del componente "i"} \end{array} \right. \quad (\text{AI.2.2.2-1})$$

Para la fase líquida; para fase vapor, sustitúyase la fracción molar “ x_i ” por “ y_i ”, fracción molar en fase vapor.

Pasos a seguir

1. De la tabla AI.2.1-1 tomar M_i .
2. Recopilar la fracción molar (en fase líquida o vapor), de la etapa en la que se desea conocer la masa molecular promedio.
3. Realizar el sumatorio indicado en (AI.2.2.2-1).

2.2.3. Densidad

La densidad es una magnitud escalar referida a la cantidad de masa en un determinado volumen de una sustancia. La densidad media es la razón entre la masa de un cuerpo y el volumen que ocupa.

2.2.3.1. Densidad de líquido saturado puro

Se ha empleado la *correlación de Hankinson-Brost-Thomson (HBT)* para la estimación de la densidad de líquidos saturados puros; dicha correlación resulta [11]:

$$\frac{V_{S,i}}{V_i^*} = V_{R,i}^{(0)} \left[1 - \omega_{SRK,i} V_{R,i}^{(1)} \right] \quad (\text{AI.2.2.3.1-1})$$

$$V_{R,i}^{(0)} = 1 + a(1 - T_{r,i})^{1/3} + b(1 - T_{r,i})^{2/3} + c(1 - T_{r,i}) + d(1 - T_{r,i})^{4/3}; \quad 0,25 < T_{r,i} < 0,95$$

$$V_{R,i}^{(1)} = \frac{e + f \cdot T_{r,i} + g \cdot T_{r,i}^2 + h \cdot T_{r,i}^3}{T_{r,i} - 1,00001}; \quad 0,25 < T_{r,i} < 1,0$$

Donde: $\left\{ \begin{array}{l} \bar{V}_{S,i}: \text{Volumen de líquido saturado, } [\bar{V}_{S,i}] = [L/mol] \\ \omega_{SRK,i}: \text{Factor acéntrico de Soave-Redlick-Wong para el componente "i"} \\ V_i^*: \text{Volumen característico del componente "i", } [V_i^*] = [L/mol] \\ a, \dots, f: \text{Constantes de la correlación, no son } f = (P, T, \text{componente}) \\ T_r: \text{Temperatura reducida, } T/T_{c,i}, [T] = [\text{adimensional}] \end{array} \right.$

El *factor acéntrico de Soave-Redlick-Wong* y el volumen característico son parámetros cuyos valores aparecen tabulados para nuestros componentes.

Tabla AI.2.2.3.1-1. Parámetros para HBT		
Compuesto	ω_{SRK}	V^* (L/mol)
N-pentano	0,2522	0,3113
N-hexano	0,3007	0,3682
N-heptano	0,3507	0,4304
N-octano	0,3998	0,4904
N-nonano	0,4478	0,5529

Valores de las constantes			
a	-1,52816	b	1,43907

c	-0,81446	d	0,190454
e	-0,296123	f	0,386914
g	-0,0427258	h	-0,0480645
Tabla AI.2.2.3-2. Constantes de la correlación HBT			

En todo momento, las magnitudes reducidas están dentro del intervalo aconsejable, como se demuestra en la siguiente tabla para las dos temperaturas extremos, es decir, la del destilado (T_D , menor) y la del residuo (T_W , mayor):

Compuesto	T _c (K)	T _w (°C)	T _r	T _D (°C)	T _r
N-pentano	469,7	134,44	0,87	89,86	0,77
N-hexano	507,5		0,80		0,72
N-heptano	540,3	T _w (K)	0,75	T _D (K)	0,67
N-octano	568,8	407,59	0,72	363,01	0,64
N-nonano	594,6		0,69		0,61
Tabla AI.2.5					

* Truncados a dos decimales; pero considerado sin truncar en futuros cálculos

La densidad de líquido saturado es, por definición, el recíproco del volumen de líquido saturado; así:

$$\rho_i [mol/L] = \frac{1}{V_{Si} [L/mol]} \quad (AI.2.2.3.1-2)$$

Para tener la densidad en otras unidades, basta con emplear las correspondientes conversiones. Así para tener “kg/L”, se tiene que:

$$\rho [kg/L] = \rho [mol/L] \cdot M [g/mol] \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \quad (AI.2.2.3.1-3)$$

Donde M resulta de la ecuación (AI.2.3). Y para tener “kg/m³”, es decir, unidades del Sistema Internacional (S.I.):

$$\rho [kg/m^3] = \rho [kg/L] \cdot \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \quad (AI.2.2.3.1-4)$$

Se ha elegido la correlación HBT porque:

- Se prefiere frente a métodos gráficos por ser fácil de programar, de forma que podemos conocer la densidad a diferentes temperaturas de forma rápida.
- Se prefiere frente a otras correlaciones porque HBT proporciona resultados fiables [11] para compuestos orgánicos lineales (en particular), y porque disponemos información relativa a los parámetros y constantes del método.

Pasos a seguir

1. Seleccionar el componente del que se desea conocer la densidad de líquido saturado; a una temperatura fijada, T.
2. Determinar la temperatura reducida (tómese $T_{c,i}$ de la tabla AI.2.2-1).
3. Escoger los valores de $\omega_{SRK,i}$ y V_i^* correspondientes (tabla AI.2.3.1-1).
4. Determinar $V_{R,i}^{(0)}$ y $V_{R,i}^{(1)}$.
5. Ir a la ecuación (AI.2.2.3.1-1) y despejar la incógnita.
6. Cambiar las unidades si así se desea (si bien, interesa que esté en unidades molares para el promedio que se empleará a fin de conocer la propiedad de la mezcla).

2.2.3.2. Densidad de mezcla líquida saturada

Se realiza en base al valor de la densidad de líquido puro estimada con la correlación HBT, como sigue:

$$\rho[mol/L] = \sum_{i=1}^{i=N} x_i \rho_i[mol/L] \quad \{x_i: \text{Fracción molar del componente "i"} \quad (\text{AI.2.2.3.2-1})$$

Es recomendable trabajar aquí con densidad molar, y hacer después las conversiones (como se marca en AI.2.2.3.1-3 y AI.2.2.3.1-4) para poder emplear fracciones molares.

Se prefiere estimar la densidad de esta forma, en lugar de emplear correlaciones para mezcla de líquidos saturados, porque éstas son más complicadas de manejar; y llegamos a resultados fiables.

Pasos a seguir

1. Fijar la temperatura a la que se desea conocer la densidad de la mezcla.
2. Recopilar el valor de la densidad de cada componente a esa temperatura, tal como se obtuvo en el apartado anterior, en unidades molares.
3. Recopilar los valores de la fracción molar en fase líquida a la temperatura ya mencionada.
4. Emplear la ecuación (AI.2.2.3.2-1).

2.2.3.3. Densidad de vapor saturado puro

Se empleará la *correlación generalizada de Pitzer* [11]:

$$Z_i = Z_i^{(0)} + \omega_i Z_i^{(1)} \quad (\text{AI.2.2.3.3-1})$$

$$\left. \begin{aligned} Z_i^{(0)} &= 1 + B_i^{(0)} \frac{P_{r,i}}{T_{r,i}} \\ Z_i^{(1)} &= B_i^{(1)} \frac{P_{r,i}}{T_{r,i}} \end{aligned} \right\} Z_i = 1 + \left(B_i^{(0)} + \omega_i B_i^{(1)} \right) \frac{P_{r,i}}{T_{r,i}} \quad (\text{AI.2.2.3.3-2})$$

$$\begin{aligned} B_i^{(0)} &= 0,083 - \frac{0,422}{T_{r,i}^{1,6}} \\ B_i^{(1)} &= 0,139 - \frac{0,172}{T_{r,i}^{4,2}} \end{aligned} \quad (\text{AI.2.2.3.3-3})$$

Donde: $\left\{ \begin{array}{l} \omega_i: \text{Factor acéntrico de Pitzer para el componente "i"} \\ T_r: \text{Temperatura reducida, } T/T_{c,i}, \quad [T] \equiv [\text{adimensional}] \end{array} \right.$

A su vez, “Z” representa el factor de compresibilidad, que adopta la expresión:

$$Z_i = \frac{P \bar{V}_i}{RT} \quad (\text{AI.2.2.3.3-4})$$

Donde: $\left\{ \begin{array}{l} \bar{V}_i: \text{Volumen molar para el componente "i"} \\ R: \text{Constante universal de los gases; valor según unidades} \\ P, T: \text{Presión y temperatura de operación, respectivamente} \end{array} \right.$

Las condiciones de operación (P, T) son la misma para todos los componentes, de ahí que no lleven el subíndice “i”. En forma explícita del volumen molar:

$$\bar{V}_i = \frac{ZRT}{P} \quad (\text{AI.2.2.3.3-5})$$

El valor de “R” depende de las unidades en que se desea trabajar; en concreto, se elegirá el siguiente sistema:

$$\bar{V}_i \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right] = \frac{Z \left(8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) T [\text{K}]}{P [\text{N/m}^2]} \quad (\text{AI.2.2.3.3-6})$$

La densidad de vapor saturado se determinará en base a (AI.2.5). Empléense las ecuaciones (AI.2.6) para la conversión a unidades másicas.

Se ha elegido la correlación generalizada de Pitzer por:

- Se está trabajando con un sistema a 2 atm. Estrictamente, se admite comportamiento ideal del vapor a presiones igual o inferior a 1 atm; podría haberse extendido el comportamiento ideal a 2 atm y emplear la ecuación de estado (EOS) de Gas Ideal. Sin embargo, se desea un conocimiento más certero de la fase vapor, pues es necesario su correcta caracterización para el diseño interno de la columna.
- Para un sistema ideal, se tendría que $Z = 1$. Conforme se presenten resultados en las diferentes secciones, se apreciará que no se tiene un valor de $Z = 1$, sino aproximado; y que se aleja de la unidad (inferior a ésta, siempre) conforme aumenta la complejidad de la molécula (cuantificado por el factor acéntrico, véase en la tabla AI.2.2-1 que este factor no puede considerarse despreciable (próximo a 0), lo que indica que debe tenerse en cuenta la desviación respecto a la idealidad).
- La correlación generalizada de Lee-Kesler es más precisa que la correlación generalizada de Pitzer, pues permite una lectura de hasta 4 decimales en los términos $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$. Sin embargo, Lee-Kesler dan datos tabulados (no se pueden programar) y no son aplicables a la región de saturación.
- La correlación generalizada de Pitzer es fácil de programar.

- Si bien no es aplicable a un amplio rango de presiones dado el truncamiento en el segundo coeficiente del virial realizado ($B^{(1)}$), si es recomendable su uso a 2 atm (referencia [13]).
- Además, se prefiere frente a EOS cúbicas porque éstas, en su forma explícita para el volumen molar, requieren una iteración hasta convergencia de resultados, no así la EOS elegida.

Se prefiere promediar para todos los componentes, en lugar de emplear reglas de combinación para definir magnitudes pseudocríticas, por simplicidad y porque el promedio da resultados fiables.

Pasos a seguir

1. Seleccionar el componente del que se desea conocer la densidad de líquido saturado; a una temperatura y presión fijadas, T y P.
2. Determinar la temperatura reducida (tómese $T_{c,i}$ de la tabla AI.2.1-1).
3. Escoger el valor de ω_i correspondiente (Tabla AI.2.1).
4. Determinar $B_i^{(0)}$ y $B_i^{(1)}$ (AI.2.2.3.3-3).
5. Determinar $Z_i^{(0)}$ y $Z_i^{(1)}$ (AI.2.2.3.3-2).
6. Determinar Z_i (AI.2.2.3.3-1).
7. Ir a la ecuación (AI.2.2.3.3-4) y despejar la incógnita (volumen molar).
8. Cambiar las unidades si así se desea (si bien, interesa que esté en unidades molares para el promedio que se empleará a fin de conocer la propiedad de la mezcla).

2.2.3.4. Densidad del vapor en una mezcla saturada

Empléese la ecuación (AI.2.2.3.2-1). Mismos pasos a seguir que los descritos en el apartado 2.2.3.2, si bien ahora hay que cambiar la fracción molar en fase líquida (x_i), por la fracción molar en fase vapor (y_i) a la temperatura a la que se desea conocer la densidad de la mezcla de vapores.

2.2.4. Tensión superficial de mezcla saturada

La tensión superficial es la fuerza que actúa tangencialmente por unidad de longitud en el borde de una superficie libre de un líquido en equilibrio y que tiende a contraer dicha superficie. Las fuerzas cohesivas entre las moléculas de un líquido son las responsables de este fenómeno.

Puede calcularse directamente, sin necesidad de calcular la tensión superficial de cada componente puro, usándose la *correlación de Macleod-Sugden* [11]:

$$\sigma^{1/4} = \sum_{i=1}^n [P_i] (\rho_{Lm} x_i - \rho_{Vm} y_i) \quad (\text{AI.2.2.4-1})$$

σ : Tensión superficial mezcla [σ] = [dyn/cm]


[P_i]: Parachor (datos de Quayle)

• Donde:

ρ_{Lm}, ρ_{Vm} : Densidad mezcla de líquido, vapor (mol/cm³)

x_i, y_i : Fracción molar de "i" en fase líquida, vapor

El parachor debe calcularse con un método de contribución de grupos, en base a los datos propuestos por Quayle [11]. Para los compuestos de nuestro sistema, se extraen los siguientes datos, mostrados en la tabla AI.2.6-1. El parachor, mostrado en la última columna a la derecha, se determina como la suma del producto del número de grupos por la contribución de cada uno.

Tabla AI.2.6-1. Cálculo del Parachor para la ecuación (AI.2.2.4-1)					
	Número de	Número de	Contribución	Contribución	
Compuesto	grupos CH ₃ -	grupos -CH ₂ -	grupo CH ₃ -	grupo -CH ₂ -	Parachor
N-pentano	2	3	55,5	(-CH ₂ -) _n	231
N-hexano	2	4		n<12	271
N-heptano	2	5			311
N-octano	2	6		40	351
N-nonano	2	7			391

La influencia de la temperatura y la presión en la tensión superficial queda patente en la correcta elección de las densidades del líquido y el vapor en las condiciones deseadas, así como los valores de las fracciones molares de líquido en equilibrio con el vapor en esas condiciones.

La conversión de dyn/cm al S.I. se hace en base al siguiente factor de conversión:

$$\left. \begin{array}{l} 1 \text{ dyn} = 10^{-5} \text{ N} \\ 1 \text{ cm} = 10^{-2} \text{ m} \end{array} \right\} 1 \text{ dyn/cm} = 10^{-3} \text{ N/m}$$

Se ha elegido esta correlación porque:

- Se ha demostrado que para una gran variedad de líquidos orgánicos da buenos resultados [11].
- Se prefiere a otras por ser ésta sencilla en utilización y programación, además de su rigurosidad (evita suponer despreciable la contribución de la fase vapor).

Pasos a seguir

1. Seleccionar el componente del que se desea conocer la tensión superficial; a una temperatura y presión fijada, T y P.
2. Recopilar resultados, previamente hallados, de la densidad del componente puro, tanto en estado líquido como vapor, en las condiciones de operación establecidas.
3. Recopilar datos de fracciones molares en ambas fases, obtenidas a partir del equilibrio termodinámico, en las condiciones de operación deseadas
4. Calcular el parachor de cada componente (tabla AI.2.6-1).
5. Sustituir valores en la ecuación (AI.2.2.4-1).

2.2.5. Viscosidad del vapor

La viscosidad es la oposición de un fluido a las deformaciones tangenciales debida a las fuerzas de cohesión moleculares. Se define la viscosidad como la relación existente entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad.

En la bibliografía consultada [11] y [12] aparecen dos grandes grupos de correlaciones, desde el punto de vista de la presión de operación, para la determinación de la viscosidad de gases (ya sean puros o de mezcla): a bajas y a muy altas presiones. La clave para la correcta selección de una correlación está en conocer qué valores se consideran bajas presiones. Para ello, el grupo ha procedido como sigue:

- A una temperatura dada (la del calderín, mayor temperatura) se ha determinado la viscosidad del componente puro por una correlación dada para bajas presiones (véase apartado 2.2.5.2).
- Con un método gráfico en base al principio de los estados correspondientes (*método de Lucas*) se determina el valor de la viscosidad del vapor a 2 atm.
- Se comparan ambos valores y se estudia la desviación

Se ha llegado a la conclusión de que 2 atm se considera baja presión para la viscosidad del vapor de los componentes de interés, de forma que seleccionamos correlaciones para bajas presiones, que son más sencillas.

2.2.5.1. Viscosidad de una mezcla de vapores a bajas presiones*

Se elige el *método de Wilke* [11]:

$$\mu = \frac{\sum_{j=1}^n y_j \mu_j}{\sum_{i=1}^n y_i \phi_{ij}} \quad (\text{AI.2.2.5.1-1})$$
$$\phi_{ij} = \frac{\left[1 + \left(\eta_i / \eta_j \right)^{1/2} \left(M_j / M_i \right)^{1/4} \right]^2}{\left[8 \left(1 + M_i / M_j \right) \right]^{1/2}}$$

Donde: $\left\{ \begin{array}{l} \mu: \text{Viscosidad de la mezcla, en } \mu\text{P (microPoise)} \\ \mu_i: \text{Viscosidad del componente puro "i", en } \mu\text{P} \\ y_i: \text{Fracción molar en fase vapor del componente "i"} \\ \phi_{ij}: \text{Parámetro de interacción binaria, entre los componente "i" y "j"} \\ M_i, M_j: \text{Masa molecular del componente al que haga referencia el subíndice, en g/mol} \end{array} \right.$

Para calcular la viscosidad de mezcla, se debe introducir la viscosidad del componente puro en las mismas unidades.

Precisamente, se necesita la viscosidad del componente puro este método (al igual que en los otros métodos de la referencia consultada); se recomienda en esa referencia que, si no se dispone del dato a la temperatura deseada (nuestro caso), se estime en base a una correlación para la viscosidad de vapores puro a bajas presiones (véase apartado 2.2.5.2).

Se elige el método de Wilke porque:

- Es un método simple, y da muy buenos resultados para moléculas apolares (nuestro caso).
- Se encuentran errores menores a 2-3% para mezclas apolares, inclusive para nuestros hidrocarburos [11].

Pasos a seguir

1. Seleccionar las condiciones de operación deseadas.
2. Estimar la viscosidad en fase vapor para cada componente puro, ya que no la conocemos experimentalmente (véase apartado 2.2.5.2).
3. Recopilar datos referentes a la masa molecular para cada componente en la mezcla, en las unidades especificadas (tabla AI.2.2.1-1).
4. Recopilar los valores de la fracción molar en fase vapor de cada componente en las condiciones de operación establecidas, conocidas a partir del equilibrio termodinámico.

5. Desarrollar el parámetro de interacción binaria: para una mezcla de cinco componentes, la ecuación (AI.2.2.5.1-1), con el sumatorio desarrollado, se muestra en el apartado 3.4.2.

2.2.5.2. Viscosidad de vapor puro a bajas presiones

A la hora de elegir una correlación adecuada la bibliografía consultada resultaba a nuestro entendimiento algo más confusa, pues no se establecen conclusiones unívocas en este caso. Ante tal situación, el grupo decidió comparar dos de las correlaciones recomendadas [11] a bajas presiones a una temperatura dada, y comparar los resultados con los propuestos por una gráfica facilitada [10]. El valor graficado sirvió como base en la comparación, pero no se desea empelar gráficas como método de estimación porque no se pueden programar y porque la lectura induce a errores aleatorios en cada lectura. Eso sí, para los valores base, se intentó precisar lo mejor posible.

Las correlaciones comparadas fueron la de *Cheng*, y la de *Reichenberg*; finalmente, elegimos la segunda, cuyas ecuaciones son [11]:

$$\eta_i = \frac{M_i^{1/2} T}{a_i^* \left[1 + (4/T_{c,i}) \right] \left[1 + 0,36(T_{r,i} - 1) \right]^{1/6}} \frac{T_{r,i} (1 + 270\mu_{r,i}^4)}{T_{r,i} + 270\mu_{r,i}^4}$$

$$\mu_{r,i} = 52,46 \frac{\mu_{c,i}^2 P_{c,i}}{T_{r,i}^2} \quad (\text{AI.2.2.5.2-1})$$

$$a^* = \sum_{i=1}^N N_i C_i$$

η_i : Viscosidad del componente puro "i", en P

Donde: M_i : Masa molecular del componente "i"

$T_{r,i}$: Temperatura reducida del componente "i", $T/T_{c,i}$

El resultado está alentado dado que, de partida, la correlación de Reichenberg parte con ventaja en la estimación de la viscosidad de hidrocarburos gaseosos lineales de masa molecular moderada [11].

Nota: Sólo en esta ecuación se escribe η para denotar la viscosidad, para diferenciarla de la μ (aquí, momento dipolar).

El término a^* debe evaluarse con un método de contribución de grupos desarrollado para este método, en la que se asocia una unidad

estructural concreta dentro de una molécula a un valor de C_i , que representa la contribución de cada unidad considerada. Para nuestro sistema, se tiene:

Tabla AI.2.2.5.2-1. Contribución de grupos de Reichenberg	
Grupo	C_i
CH ₃ -	9,04
CH ₂ -	6,47

2.2.6. Viscosidad del líquido

Al igual que en el caso del vapor, se hace distinción entre bajas y muy altas presiones [1]. Las correlaciones para muy altas presiones sitúan su límite inferior de validez en relación a la presión reducida ($P_r = P/P_c$) en 0,45, según la referencia consultada; la presión reducida de cualquiera de los compuestos de nuestro sistema es inferior a 0,45. Si bien es cierto que se ha considerado la presión e operación constante e igual a 2 atm, aun cuando se efectúe una corrección sobre la misma, no alcanzará un valor tal que $P_{r,i}$ sea ni tan siquiera próxima a 0,45. Por tanto, se concluye que la elección de correlaciones para bajas presiones es adecuada.

2.2.6.1. Viscosidad para mezcla de líquidos

Se realizará en base a una correlación que aparece en la referencia [1], y que toma la forma:

$$\mu_L = \left[\sum_{i=1}^N x_i \left(\mu_{L,i}^{(1/3)} \right) \right]^3 \quad (\text{AI.2.2.6.1-1})$$

1. Donde: $\begin{cases} \mu_L: \text{Viscosidad de mezcla líquida, } [\mu_L] = [cP]; \\ \mu_i: \text{Viscosidad del componente "i", } [\mu_i] = [cP] \\ x_i: \text{Fracción molar en fase líquida del componente "i"} \end{cases}$

La influencia de la temperatura queda recogida en el término μ_i y x_i , obteniendo μ a la temperatura en que se introduzcan esos dos parámetros.

Se elige esta correlación porque:

- Los errores cometidos, en relación al valor experimental, para sistemas parafina-parafina, son inferiores al 3% [1]; siempre y cuando se obtenga adecuadamente el valor de la viscosidad componente puro.
- Es muy fácil de emplear.

Pasos a seguir

1. Seleccionar las condiciones de operación deseadas.
2. Recopilar valores de la fracción molar del líquido en esas condiciones.
3. Estimar la viscosidad en fase líquida para cada componente puro, ya que no la conocemos experimentalmente (véase apartado 2.2.6.2).
4. Realizar el sumatorio.

2.2.6.2. Viscosidad para líquidos puros

De la referencia [1], se toma la correlación:

$$\mu_i = 1000 \cdot \exp \left(A_i + \frac{B_i}{T} + C_i \cdot \ln(T) + D_i \cdot T^{E_i} \right) \quad (\text{AI.2.2.6.2-1})$$

- Donde: $\begin{cases} T: \text{Temperatura de operación, } [T] = [R]; \\ \mu_i: \text{Viscosidad del componente "i", } [\mu_i] = [cP] \\ A_i, \dots, E_i: \text{Coeficientes de ajuste para cada componente} \end{cases}$

Los coeficientes de ajuste A_i, \dots, E_i , para cada componente se dan en la misma referencia.

Tabla AI.2.2.6.1-1. Coeficientes de ajusta para la ecuación AI.2.2.6.1-1.							
Compuesto	A	B	C	D	E	T _{mín} (°R)	T _{máx} (°R)
N-pentano	-21,1254	1890	1,487	-5,6491E-30	10	258	837
N-hexano	-21,591	2174,4	1,499	0	0	320	618
N-heptano	-25,631	2759,4	2,009	0	0	329	672
N-octano	-21,271	2694,6	1,379	0	0	389	718
N-nonano	-22,005	2984,4	1,454	0	0	395	763

Se elige esta correlación porque:

- Los errores cometidos, en relación al valor experimental, para parafinas lineales, están comprendidos entre el 2-5%, e incluso llegan a ser inferiores [1].

- Se disponen de datos para cada uno de los coeficientes para nuestros componentes.
- Es muy fácil de utilizar.
-

Pasos a seguir

1. Seleccionar las condiciones de operación deseadas.
2. Recopilar datos de los coeficientes de ajuste para cada el componente de interés (tabla AI.2.2.6.1-1).
3. Sustituir en la ecuación AI.2.2.6.2-1.

2.2.7. Capacidad calorífica

La capacidad calorífica de un cuerpo es el cociente entre la cantidad de energía calorífica transferida a un cuerpo o sistema en un proceso cualquiera y el cambio de temperatura que experimenta. En una forma más rigurosa, es la energía necesaria para aumentar la temperatura de una determinada sustancia en una unidad de temperatura. Indica la mayor o menor dificultad que presenta dicho cuerpo para experimentar cambios de temperatura bajo el suministro de calor.

2.2.7.1. Capacidad calorífica de líquidos puros

La expresión que determinará la capacidad calorífica de un líquido puro será la siguiente fórmula [11]:

$$Cp_i = Cp_{o,i} + R \left\{ 1,586 + \frac{0,49}{1 - T_{r,i}} + \omega \left[4,2775 + 6,3 \frac{(1 - T_{r,i})^{1/3}}{T_{r,i}} + \frac{0,4355}{1 - T_{r,i}} \right] \right\} \quad (AI. 2.2.7.1)$$

donde,

Cp_i (J/mol·K), $Cp_{o,i}$ (J/mol·K), R (8,314 J/mol·K) y $T_{r,i}$.

A su vez, la capacidad calorífica de un gas ideal, $Cp_{o,i}$ se obtiene mediante la siguiente expresión [11]:

$$Cp_{o,i} = R(a_0 + a_1 \cdot T + a_2 \cdot T^2 + a_3 \cdot T^3 + a_4 \cdot T^4) \quad (AI.2.2.7.1-2)$$

donde,

T (K) y los parámetros a , a_0 , a_1 , a_2 , a_3 y a_4 toman los valores presentados en la tabla adjunta para cada uno de los compuestos:

	a_0	$a_1 \cdot 10^3$	$a_2 \cdot 10^5$	$a_3 \cdot 10^8$	$a_4 \cdot 10^{11}$
N-pentano	7,554	-0,368	11,846	-14,939	5,753
N-hexano	8,831	-0,166	14,302	-18,314	7,124
N-heptano	9,634	4,156	15,494	-20,066	7,770
N-octano	10,824	4,983	17,751	-23,137	8,980
N-nonano	12,152	4,572	20,416	-26,777	10,465

Tabla AI.2.2.7.1-1. Valores de “a” para hallar la capacidad calorífica de un gas ideal.

2.2.7.2. Capacidad calorífica de mezclas de líquidos

La capacidad calorífica de las mezclas líquidas se estimará mediante la relación [10]:

$$C_p = \sum x_i \cdot C_{p_i} \quad (\text{AI.2.2.7.2-3})$$

2.2.8. Calor latente

El calor latente es la energía requerida por una cantidad de sustancia para cambiar de fase, de sólido a líquido (calor de fusión) o de líquido a gaseoso (calor de vaporización). Se debe tener en cuenta que esta energía en forma de calor se invierte para el cambio de fase y no para un aumento de la temperatura.

2.2.8.1. Calor latente de líquidos o vapores puros

El calor latente de vaporización (o condensación) de un líquido puro (o de un vapor puro) se obtendrá a partir de la siguiente fórmula [11]:

$$\lambda_i = R \cdot T_{c_i} [7,08(1 - T_{r_i})^{0,354} + 10,95\omega_i(1 - T_{r_i})^{0,456}] \quad (\text{AI.2.2.8.1} - 1)$$

donde,

λ_i (J/mol) y T_{c_i} , T_{r_i} (adimensional).

2.2.8.2. Calor latente de una mezcla líquida o vapor

El calor latente de vaporización (o condensación) de una mezcla líquida (o de una mezcla vapor) será determinado mediante la relación [10]:

$$\lambda = \sum x_i \cdot \lambda_i \quad (\text{AI.2.2.8.2})$$

donde, λ (J/mol).

2.2.9. Conductividad térmica

2.2.9.1. Conductividad térmica de líquidos puros

Para el cálculo de la conductividad térmica de un líquido puro se considerará la siguiente correlación [11]:

$$k_i = \frac{A_i (1 - T_{r_i})^{0,38}}{T_{r_i}^{1/6}} \quad (\text{AI. 2.2.9.1})$$

donde,

k_i (W/m·K), T_{r_i} (adimensional) y el parámetro A_i viene definido por:

$$A_i = \frac{A^* \cdot T_{eb_{i,n}}^\alpha}{M_i^\beta \cdot T_{c_i}^\gamma} \quad (\text{AI.2.2.9.1 - 2})$$

donde,

$T_{eb_{i,n}}$ (K), T_{c_i} (K), M_i (g/mol) y los parámetros A^* , α , β y γ son mostrados en la tabla adjunta:

Tipo de compuesto	A^*	α	β	γ
Hidrocarburos saturados	0,0035	1,2	0,5	0,167

Tabla AI.2.2.9.1. Parámetros de los hidrocarburos saturados.

2.2.9.2. Conductividad térmica de mezclas líquidas

La conductividad térmica de las mezclas de líquidos será calculada mediante la siguiente ecuación, válida para sistemas acuosos [11]:

$$k = \left(\sum X_i \cdot k_i^{-2} \right)^{-1/2} \quad (AI.2.2.9.2 - 1)$$

donde,
k y k_i en $W/m^2 \cdot K$.

2.2.10. Punto de inflamabilidad

El punto de inflamabilidad es el conjunto de condiciones de entorno en que una sustancia combustible inflamable, está en condiciones de iniciar una combustión si se le aplica una fuente de calor a suficiente temperatura, llegando al punto de ignición. La diferencia entre punto de inflamabilidad y punto de ignición, es que en el primero, el combustible está en condiciones de inflamarse, pero le falta el calor de ignición. Una vez retirada la fuente de calor externa pueden ocurrir dos cosas: que se mantenga la combustión iniciada, o que se apague el fuego por sí solo.

2.2.10.1. Punto de inflamabilidad de líquidos puros

El punto de inflamabilidad o “flash point” de un hidrocarburo se obtendrá usando la siguiente ecuación lineal [41]:

$$T_{FPI} = 0,683T_{eb\ i,n} - 71.7 \quad (AI.2.2.10.1)$$

donde,
 T_{FPI} y $T_{eb\ i,n}$ en $^{\circ}C$.

2.2.10.2. Punto de inflamación de mezclas de líquidos

El punto de inflamabilidad o “flash point” de hidrocarburos se obtendrá mediante la relación [42]:

$$T_{FP} = \sum x_i \cdot T_{FPi} \quad (\text{AI.2.2.10.2})$$

donde,

T_{FPi} y $T_{eb\ i,n}$ en °C.

3. Cálculo de propiedades físicas

En este apartado se emplean las ecuaciones mostradas en el apartado 2, junto con los pasos descritos, en la determinación de las propiedades físicas necesarias en las condiciones de operación deseadas. Generalmente, en estas condiciones de operación la presión permanece constante a 2 atmósferas (como se ha justificado en la memoria).

Cabe añadir que, como los pasos se han detallado en el apartado 2, aquí se muestra el cálculo de cada propiedad para una determinada situación, y se recopila en una tabla el resultado de las diferentes situaciones en las que se demandan esas propiedades.

Se ha elegido, para el cálculo numérico detallado, las condiciones del plato 15 (último de la zona de agotamiento, empezando la numeración por cabeza de columna); se elige este plato arbitrariamente, ningún cálculo tiene algún paso especial y diferente a los desarrollados que deba advertirse.

A su vez, para el cálculo de propiedades de especies puros, se ilustran las operaciones para el hexano, arbitrariamente elegido, y se recopilan para el resto de compuestos

Por otra parte, las propiedades que se necesitan conocer son:

- Platos ideales 15 (último de la columna) y 9 (último de la zona de rectificación) para dimensionar los platos de cada zona.
- Platos ideales 10 (1º de la zona de agotamiento) y 1 (primero de la columna), para comprobar que las dimensiones establecidas en el punto anterior pueden extenderse a toda la zona.

3.1. Temperatura de ebullición a 2 atm (ecuación AI.2.2.1-2)

Cálculo para el compuesto hexano

- La presión debe introducirse en mmHg: $2 \text{ atm} \frac{760 \text{ mmHg}}{1 \text{ atm}} = 1520 \text{ mmHg}$

$$T_{C_6}^{eb} [K] = -(-48,78) - \frac{2697,55}{\ln(1520 \text{ mmHg}) - 15,8366} \rightarrow T_{C_6}^{eb} = 365,76 \text{ K}$$

- Resto de componentes ilustrados en la tabla AI.2.2-1.

3.2. Densidad

3.2.1. Densidad de líquido puro saturado (ecuación AI.2.2.3.1-1)

- Cálculo a $T_{15} = 128,59 \text{ °C}$ (plato 15 ideal); para el compuesto hexano**
 - Valores de las constantes y parámetros necesarios en tablas AI.2.3 (parámetros característicos de cada compuesto) y AI.2.4 (constantes de la correlación de HBT); temperatura crítica en tabla AI.2.1.
 - Para el hexano: $\omega_{\text{SRK}} = 0,3007$; $V^* = 0,3682 \text{ L/mol}$; $T_c = 507,5 \text{ K}$; $T_r(128,59 \text{ °C}) = (128,59 + 273,15)/507,5 = 0,8553$.

$$\begin{aligned} V_{R,i}^{(0)} &= 1 - 1,52816(1 - 0,8553)^{1/3} + 1,43907(1 - 0,8553)^{2/3} + \\ &\quad - 0,81446(1 - 0,8553) + 0,194054(1 - 0,8553)^{4/3} = \\ &= 0,4536 \\ V_{R,i}^{(1)} &= \frac{-0,296123 + 0,386914 \cdot 0,8553 - 0,04270258(0,8553)^2 - 0,0480645(0,8553)^3}{0,8553 - 1,00001} = \\ &= 0,1941 \end{aligned}$$

Sustituyendo en (AI.2.2.3.1-1):

$$V_{s,c_6} = (0,3682)(0,4536)[1 - (0,3007)(0,1941)] \rightarrow V_{s,c_6} = 0,1573 \text{ L/mol}$$

La densidad se determina con la ecuación (AI.2.2.3.1-2)

$$\rho_{c_6} = \frac{1}{(0,1573 \text{ L/mol})} \rightarrow \rho_{c_6} = 6,3583 \text{ mol/L}$$

Trabajamos con ella en unidades molares hasta conocer la densidad de la mezcla, ya que tenemos del estudio del ELV las fracciones molares del plato 15; para pasarla a metros cúbicos (S.I.):

$$\rho_{c_6} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] = \left(6,3583 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \right) \cdot \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \rightarrow \rho = 6358,3 \text{ kg/m}^3$$

- **Recopilación para todos los componentes a $T_{15} = 128,59 \text{ }^\circ\text{C}$**

Tabla AI. 3.2.1-1. Densidad de líquido puro a 128,59 °C					
Compuesto	$V_R^{(0)}$	$V_R^{(1)}$	V (L/mol)	ρ (mol/L)	ρ (mol/m ³)
N-pentano	0,491	0,183	0,146	6,860	6859,818
N-hexano	0,454	0,194	0,157	6,358	6358,289
N-heptano	0,432	0,202	0,173	5,786	5786,445
N-octano	0,418	0,208	0,188	5,321	5320,519
N-nonano	0,408	0,213	0,204	4,904	4904,010

3.2.2. Densidad de la mezcla líquida (ecuación AI.2.4)

- **Cálculo a $T_F = 110 \text{ }^\circ\text{C}$ (alimentación de entrada a la columna)**

Compuesto	x_i (molar)	ρ_i (mol/m ³)	$x_i \rho_i$ (mol/m ³)
N-pentano	0,032	7235,99	230,47
N-hexano	0,478	6614,77	3163,91
N-heptano	0,489	5979,83	2926,63
N-octano	0,0004	5476,9	2,25
N-nonano	$1,093 \cdot 10^{-5}$	5034,95	0,05
Total			6323,32

$$\rho = \frac{M_{promedio} \cdot \sum x_i \cdot \rho_i}{1000} = 585,59 \text{ kg/m}^3$$

- **Cálculo a $T_{15} = 128,59^\circ\text{C}$ (plato 15 ideal)**

Valores de la densidad de cada componente en tabla AI.3.2.1-1; fracciones molares en fase líquida para el plato 15 en tabla AI.3.2.1-2.

Tabla AI. 3.2.1-2. Cálculo de la densidad de mezcla a 128,59 °C					
Compuesto	x_{15} (molar)	ρ_i (mol/m ³)	$x_{15} \cdot \rho$ (mol/m ³)	M_i	$x_{15} \cdot M$
N-pentano	0,00001	6859,818	0,184	72,151	0,002
N-hexano	0,092	6358,290	585,053	86,178	7,930
N-heptano	0,630	5786,445	3646,164	100,205	63,141
N-octano	0,199	5320,519	1058,116	114,232	22,718
N-nonano	0,079	4904,096	387,372	128,259	10,131

Con la ecuación AI.2.2.3.2-1:

$$\begin{aligned} \rho \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right] &= 0,1837 + 585,0528 + 3646,1643 + 1058,1163 + 387,3717 = \\ &= \underline{5676,888 \text{ mol} / \text{m}^3} \end{aligned}$$

Para tenerla de unidades del S.I., necesitamos conocer la masa molecular promedio de la mezcla; de la columna 6 en la tabla AI.3.2.1-2:

$$M(T_{15}) = 0,0019 + 7,9296 + 63,1413 + 22,7179 + 10,1311 = 103,9218$$

Con lo que queda:

$$\rho \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] = \left(5676,888 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right) \left(\frac{103,9218 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \right) \left(\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \right) \rightarrow \underline{\rho = 589,9526 \text{ kg} / \text{m}^3}$$

- **Recopilación de valores de densidad de mezcla a $T_{10} = 115,49\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 10 ideal); $T_9 = 105,27\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 9 ideal); $T_1 = 89,86\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 1 ideal)**

$T_{10} = 115,49\text{ }^{\circ}\text{C}$

Compuesto	$V_R^{(0)}$	$V_R^{(1)}$	V (L/mol)	ρ_i (mol/L)	ρ_i (mol/m ³)
N-pentano	0,473	0,188	0,140	7,130	7129,495
N-hexano	0,442	0,199	0,153	6,541	6540,970
N-heptano	0,423	0,206	0,169	5,924	5923,783
N-octano	0,410	0,212	0,184	5,431	5431,393
N-nonano	0,401	0,216	0,200	4,997	4996,771

Compuesto	x_{10} (molar)	$x_{10} \cdot \rho$ (mol/m ³)	ρ (mol/m ³)	$x_{10} \cdot M$	M_{promedio} (g/mol)	ρ (kg/m ³)
N-pentano	0,003	19,145	6032,631	0,194	98,472	594,043
N-hexano	0,354	2314,687		30,496		
N-heptano	0,464	2746,009		46,451		
N-octano	0,124	674,117		14,178		
N-nonano	0,056	278,674		7,153		

$T_9 = 105,27\text{ }^{\circ}\text{C}$

Compuesto	$V_R^{(0)}$	$V_R^{(1)}$	V (L/mol)	ρ_i (mol/L)	ρ_i (mol/m ³)
N-pentano	0,461	0,192	0,137	7,325	7325,145
N-hexano	0,433	0,202	0,150	6,677	6677,194
N-heptano	0,416	0,209	0,166	6,028	6027,480
N-octano	0,404	0,214	0,181	5,516	5515,699
N-nonano	0,396	0,219	0,197	5,068	5067,566

Compuesto	x_9 (molar)	$x_9 \cdot \rho$ (mol/m ³)	ρ (mol/m ³)	$x_9 \cdot M$	M_{promedio}	ρ (kg/m ³)
N-pentano	0,032	233,311	6379,353	2,298	92,608	590,780
N-hexano	0,478	3193,772		41,220		
N-heptano	0,489	2949,952		49,042		
N-octano	0,001	2,261		0,047		
N-nonano	0,000	0,056		0,001		

$$T_1 = 89,86 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Compuesto	$V_R^{(0)}$	$V_R^{(1)}$	$V \text{ (L/mol)}$	$p_i \text{ (mol/L)}$	$p_i \text{ (mol/m}^3\text{)}$
N-pentano	0,445	0,197	0,131	7,601	7601,242
N-hexano	0,421	0,207	0,146	6,874	6873,926
N-heptano	0,406	0,213	0,162	6,179	6178,929
N-octano	0,396	0,219	0,177	5,640	5639,639
N-nonano	0,388	0,223	0,193	5,172	5172,101

Compuesto	$x_1 \text{ (molar)}$	$x_1 \cdot \rho \text{ (mol/m}^3\text{)}$	$\rho \text{ (mol/m}^3\text{)}$	$x_1 \cdot M$	M_{promedio}	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$
N-pentano	0,003	20,412	6305,623	0,194	98,472	620,925
N-hexano	0,354	2432,513		30,496		
N-heptano	0,464	2864,283		46,451		
N-octano	0,124	699,963		14,178		
N-nonano	0,056	288,452		7,153		

3.2.3. Densidad de vapor puro saturado (ecuaciones AI.2.2.3.3-1-AI.2.2.3.3-3)

Cálculo a $T_{15} = 128,59 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 15 ideal); para el compuesto hexano.

- Valores de las constantes necesarias en tablas AI.2.1 (parámetros característicos de cada compuesto).
- Para el hexano: $\omega = 0,299$; $T_c = 507,5 \text{ K}$; $P_c = 30,1 \text{ bar}$;
-

$$T_r = \frac{(128,59 + 273,15)}{507,5} = 0,7916$$

$$\text{○ Magnitudes reducidas: } P_r = \frac{2 \text{ atm} \cdot \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}}{(30,1 \text{ bar}) \left(\frac{10^5 \text{ Pa}}{1 \text{ bar}} \right)} = 0,0673$$

$$B_{C_6}^{(0)} = 0,083 - \frac{0,422}{(0,7916)^{1,6}} = -0,5303$$

$$B_{C_6}^{(1)} = 0,139 - \frac{0,172}{(0,7916)^{4,2}} = -0,3200$$

$$Z_{C_6} = 1 - \left[0,5303 + (0,299)(0,3200) \right] \frac{(0,0673)}{(0,7916)} = 0,9468$$

$$\bar{V}_i \left[m^3/mol \right] = \frac{(0,9468) \left(8,314 \frac{J}{mol \cdot K} \right) (128,59 + 273,15)}{\left(2 \text{ atm} \cdot \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \right)} = 0,0156 \text{ m}^3/mol$$

A partir del volumen molar, tenemos la densidad con la ecuación AI.2.2.3.1-2:

$$\rho_{C_6} = \frac{1}{0,0156 \text{ m}^3/mol} = 64,0850 \text{ mol/m}^3$$

Trabajamos con ella en unidades molares hasta conocer la densidad de la mezcla, ya que tenemos del estudio del ELV las fracciones molares del plato 15.

- **Recopilación para todos los componentes a $T_{15} = 128,59^\circ\text{C}$**

Compuesto	$T_{r,i}$	$P_{r,i}$	$B_i^{(0)}$	$B_i^{(1)}$	Z_i	$V_i \text{ (m}^3/\text{mol)}$	$\rho_i \text{ (mol/m}^3\text{)}$
N-pentano	0,855	0,060	-0,459	-0,193	0,964	0,0159	62,918
N-hexano	0,792	0,067	-0,530	-0,320	0,947	0,0156	64,085
N-heptano	0,744	0,074	-0,595	-0,458	0,925	0,0152	65,596
N-octano	0,706	0,081	-0,653	-0,602	0,897	0,0148	67,630
N-nonano	0,676	0,089	-0,707	-0,754	0,863	0,0142	70,269

- **Recopilación para todos los componentes a $T_1 = 89,86^\circ\text{C}$**

Compuesto	$T_{r,i}$	$P_{r,i}$	$B_i^{(0)}$	$B_i^{(1)}$	Z_i	$V_i \text{ (m}^3/\text{mol)}$	$\rho_i \text{ (mol/m}^3\text{)}$
N-pentano	0,7729	0,0601	-0,5543	-0,3686	0,9497	0,0141	70,704
N-hexano	0,7153	0,0673	-0,6383	-0,5636	0,9241	0,0138	72,664
N-heptano	0,6719	0,0740	-0,7144	-0,7750	0,8916	0,0133	75,310
N-octano	0,6382	0,0813	-0,7827	-0,9952	0,8497	0,0127	79,025
N-nonano	0,6105	0,0885	-0,8464	-1,2275	0,7981	0,0119	84,128

$$\rho = 7,52 \text{ kg/m}^3$$

3.2.4. Densidad de la mezcla en fase vapor (ecuación AI.2.4)

Cálculo a $T_{15} = 128,59\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 15 ideal)

- Valores de la densidad de cada componente en tabla AI.3.; fracciones molares en fase vapor para el plato 15 en tabla AI.3.).

Compuesto	y_{15} (molar)	$y_{15} \cdot \rho$ (mol/m ³)	M	$y_{15} \cdot M$
N-pentano	0,0001	0,0071	72,1510	0,0081
N-hexano	0,1918	12,2896	86,1780	16,5264
N-heptano	0,6759	44,3372	100,2050	67,7273
N-octano	0,1098	7,4249	114,2320	12,5412
N-nonano	0,0224	1,5770	128,2590	2,8784

La densidad de mezcla se calcula con los datos de la columna 3, en base a la ecuación AI.2.2.3.2-1:

$$\rho = 0,0071 + 12,2896 + 44,3372 + 7,4249 + 1,5770 = 65,6357 \text{ mol} / \text{m}^3$$

Para tenerla en unidades del S.I., se precisa conocer la masa molecular promedio; en base a la ecuación AI.2.2.2-1:

$$M = 0,0081 + 16,5264 + 67,7273 + 12,5412 + 2,8784 = 98,6814 \text{ g} / \text{mol}$$

Con lo que resulta una densidad de la fase vapor de:

$$\rho \left[\text{kg} / \text{m}^3 \right] = \left(65,6357 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right) \left(\frac{98,6814 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \right) \left(\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \right) \rightarrow \underline{\rho = 6,5427 \text{ kg} / \text{m}^3}$$

- **Recopilación de valores de densidad de mezcla a $T_{10} = 115,49\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 10 ideal); $T_9 = 105,27\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 9 ideal); $T_1 = 89,86\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 1 ideal)**

$T_{10} = 115,49\text{ }^{\circ}\text{C}$

Compuesto	T_r	P_r	$B_i^{(0)}$	$B_i^{(1)}$	P_r/T_r	Z	V_i (m^3/mol)	ρ_i (mol/m^3)
N-pentano	0,8274	0,0601	-0,4884	-0,2421	0,0727	0,9601	0,0153	65,3250
N-hexano	0,7658	0,0673	-0,5637	-0,3886	0,0879	0,9402	0,0150	66,7051
N-heptano	0,7193	0,0740	-0,6319	-0,5473	0,1028	0,9154	0,0146	68,5150
N-octano	0,6833	0,0814	-0,6932	-0,7127	0,1191	0,8836	0,0141	70,9761
N-nonano	0,6536	0,0885	-0,7503	-0,8871	0,1354	0,8450	0,0135	74,2246

Compuesto	y_{10} (molar)	$y_{10} \cdot P$ (mol/m^3)	ρ (mol/m^3)	$y_{10} \cdot M$	M_{promedio} (g/mol)	ρ (kg/m^3)
N-pentano	0,0090	0,5908	67,6403	0,6525	92,9797	6,2892
N-hexano	0,5666	37,7920		48,8244		
N-heptano	0,3655	25,0444		36,6281		
N-octano	0,0482	3,4213		5,5064		
N-nonano	0,0107	0,7918		1,3683		

$T_9 = 105,27\text{ }^{\circ}\text{C}$

Compuesto	T_r	P_r	$B_i^{(0)}$	$B_i^{(1)}$	P_r/T_r	Z_i	V_i (m^3/mol)	ρ_i (mol/m^3)
N-pentano	0,8057	0,0601	-0,5133	-0,2873	0,0746	0,9563	0,0148	67,3542
N-hexano	0,7457	0,0673	-0,5919	-0,4510	0,0903	0,9344	0,0145	68,9348
N-heptano	0,7004	0,0740	-0,6631	-0,6285	0,1056	0,9068	0,0141	71,0299
N-octano	0,6653	0,0814	-0,7270	-0,8135	0,1223	0,8715	0,0135	73,9121
N-nonano	0,6364	0,0885	-0,7866	-1,0086	0,1390	0,8282	0,0129	77,7706

Compuesto	y_9 (molar)	$y_9 \cdot \rho_i$ (mol/m^3)	ρ (mol/m^3)	$y_9 \cdot M$	M_{promedio} (g/mol)	ρ (kg/m^3)
N-pentano	0,0893	6,0126	69,4179	6,4408	89,1044	6,1854
N-hexano	0,6130	42,2538		52,8231		
N-heptano	0,2977	21,1426		29,8268		
N-octano	0,0001	0,0087		0,0135		
N-nonano	0,0000	0,0001		0,0002		

$$T_1 = 89,86 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Compuesto	T_r	P_r	$B_i^{(0)}$	$B_i^{(1)}$	P_r/T_r	Z_i	V_i (m^3/mol)	ρ_i (mol/m^3)
N-pentano	0,7729	0,0601	-0,5543	-0,3686	0,0778	0,9497	0,0141	70,7041
N-hexano	0,7153	0,0673	-0,6383	-0,5636	0,0941	0,9241	0,0138	72,6641
N-heptano	0,6719	0,0740	-0,7144	-0,7750	0,1101	0,8916	0,0133	75,3102
N-octano	0,6382	0,0814	-0,7827	-0,9952	0,1275	0,8497	0,0127	79,0253
N-nonano	0,6105	0,0885	-0,8464	-1,2275	0,1449	0,7981	0,0119	84,1281

Compuesto	y_1 (molar)	$y_1 \cdot \rho_i$ (mol/m^3)	ρ (mol/m^3)	$y_1 \cdot M$	M_{promedio} (g/mol)	ρ (kg/m^3)
N-pentano	0,0090	0,6394	74,0425	0,8409	92,9797	6,8844
N-hexano	0,5666	41,1680		52,6779		
N-heptano	0,3655	27,5283		33,9870		
N-octano	0,0482	3,8093		4,4819		
N-nonano	0,0107	0,8975		0,9919		

3.3. Tensión superficial

- Cálculo a $T_{15} = 128,59 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 15 ideal); para el compuesto hexano

- Ecuación AI.2.2.4-1.
- Datos de densidad de mezcla de la fase líquida y vapor, a la temperatura deseada; en mol/cm^3 , $1 \text{ m}^3 = 10^6 \text{ cm}^3$.
- Fracciones molares de ambas fases a la misma temperatura.
- Cálculo del parachor (tabla AI.2.2.4-1).
- $$\begin{cases} \rho_v (\text{mol} / \text{m}^3) = 65,6357172 \rightarrow \rho_v (\text{mol} / \text{cm}^3) = 6,5636 \cdot 10^{-5} \\ \rho_L (\text{mol} / \text{m}^3) = 5676,888704 \rightarrow \rho_L (\text{mol} / \text{cm}^3) = 0,005676889 \end{cases}$$

Tabla 3.3-1. Datos necesarios para el cálculo de la tensión superficial					
Compuesto	Parachor	x_{15} (molar)	y_{15} (molar)	$x_{15} \cdot \rho_L$ (mol/cm ³)	$y_{15} \cdot \rho_V$ (mol/cm ³)
N-pentano	231	$2,6776 \cdot 10^{-5}$	$1,1209 \cdot 10^{-4}$	$1,5201 \cdot 10^{-7}$	$7,3573 \cdot 10^{-9}$
N-hexano	271	0,0920	0,1918	0,0005	$1,2587 \cdot 10^{-5}$
N-heptano	311	0,6301	0,6759	0,0036	$4,4362 \cdot 10^{-5}$
N-octano	351	0,1989	0,1098	0,0011	$7,2060 \cdot 10^{-6}$
N-nonano	391	0,0790	0,0224	0,0004	$1,473 \cdot 10^{-6}$

○ Ecuación AI.2.

$$\sigma = \left[231(1,5201 \cdot 10^{-7} - 7,3573 \cdot 10^{-9}) + 271(0,0005 - 1,2587 \cdot 10^{-5}) + 311(0,0036 - 4,4362 \cdot 10^{-5}) + 351(0,0011 - 7,2060 \cdot 10^{-6}) + 391(0,0004 - 1,473 \cdot 10^{-6}) \right]^4 = 10,6235 \text{ dyn/cm}$$

En unidades del S.I.:

$$\sigma_{[N/m]} = \left(1,8054 \frac{\text{dyn}}{\text{cm}} \right) \cdot \frac{10^{-3} \text{ N/m}}{1 \text{ dyn/cm}} \rightarrow \sigma_{[N/m]} = 0,0106 \text{ N/m}$$

- **Recopilación de valores de densidad de mezcla a $T_{10} = 115,49$ °C (plato 10 ideal); $T_9 = 105,27$ °C (plato 9 ideal); $T_1 = 89,86$ °C (plato 1 ideal)**

Nota: el valor del Parachor no se ve influido por la temperatura ni las composiciones, por lo que no vuelve a mostrarse en estas tablas

$T_{10} = 115,49$ °C

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_V (\text{mol/m}^3) = 67,6603 \rightarrow \rho_V (\text{mol/cm}^3) = 6,766 \cdot 10^{-5} \\ \rho_L (\text{mol/m}^3) = 6032,6308 \rightarrow \rho_L (\text{mol/cm}^3) = 0,00603 \end{array} \right.$$

Compuesto	x_{10} (molar)	y_{10} (molar)	$x_{10} \cdot \rho_L$ (mol/cm ³)	$y_{10} \cdot \rho_V$ (mol/cm ³)	σ_m (dyn/cm)	σ_m (N/m)
N-pentano	0,0027	0,0090	$1,6200 \cdot 10^{-5}$	$6,1171 \cdot 10^{-7}$	11,1342	0,0111
N-hexano	0,3539	0,5666	0,0021	$3,8322 \cdot 10^{-5}$		
N-heptano	0,4636	0,3655	0,0028	$2,4725 \cdot 10^{-5}$		
N-octano	0,1241	0,0482	0,0007	$3,2605 \cdot 10^{-6}$		
N-nonano	0,0558	0,0107	0,0003	$7,2161 \cdot 10^{-7}$		

○ **T₉ = 105,27 °C**

$$\begin{cases} \rho_V (\text{mol}/\text{m}^3) = 69,4179 \rightarrow \rho_V (\text{mol}/\text{cm}^3) = 6,9418 \cdot 10^{-5} \\ \rho_L (\text{mol}/\text{m}^3) = 6379,3527 \rightarrow \rho_L (\text{mol}/\text{cm}^3) = 0,0064 \end{cases}$$

Compuesto	x ₉ (molar)	y ₉ (molar)	x ₉ ·ρ _L (mol/cm ³)	y ₉ ·ρ _V (mol/cm ³)	σ _m (dyn/cm)	σ _m (N/m)
N-pentano	0,0319	0,0893	0,0002	5,8592·10 ⁻⁶	6,9591	0,0070
N-hexano	0,4783	0,6130	0,0027	4,0232·10 ⁻⁵		
N-heptano	0,4894	0,2977	0,0028	1,9537·10 ⁻⁵		
N-octano	0,0004	0,0001	2,3274·10 ⁻⁶	7,7671·10 ⁻⁹		
N-nonano	1,0973·10 ⁻⁵	1,5032·10 ⁻⁶	6,2295·10 ⁻⁸	9,8664·10 ⁻¹¹		

T₁ = 89,86 °C

$$\begin{aligned} \rho_V (\text{mol}/\text{m}^3) &= 74,0425 \rightarrow \rho_V (\text{mol}/\text{cm}^3) = 7,4043 \cdot 10^{-5} \\ \rho_L (\text{mol}/\text{m}^3) &= 6305,6226 \rightarrow \rho_L (\text{mol}/\text{cm}^3) = 0,0063 \end{aligned}$$

Compuesto	x ₁ (molar)	y ₁ (molar)	x ₁ ·ρ _L (mol/cm ³)	y ₁ ·ρ _V (mol/cm ³)	σ _m (dyn/cm)	σ _m (N/m)
N-pentano	0,0027	0,0090	1,6933·10 ⁻⁵	6,6961·10 ⁻⁷	13,2635	0,0133
N-hexano	0,3539	0,5666	0,0022	4,1950·10 ⁻⁵		
N-heptano	0,4636	0,3655	0,0029	2,7065·10 ⁻⁵		
N-octano	0,1241	0,0482	0,0008	3,5691·10 ⁻⁶		
N-nonano	0,0558	0,0107	0,0004	7,8991·10 ⁻⁷		

3.4. Viscosidad de la fase vapor

3.4.1. Viscosidad de cada componente puro

- Cálculo a $T_{15} = 128,59\text{ °C}$ (plato 15 ideal), para el hexano

Para cada una de las ecuaciones del método de Reichenberg, se necesita:

- Ecuación (AI.2.2.5.2-1). Contribuciones de grupo, dadas por la tabla AI.2.; y número de un grupo determinado dentro de la molécula considerada (en el caso del hexano, hay 2 grupos CH_3 - y 4 grupos $-\text{CH}_2$)

Tabla 3.4.1-1. Contribuciones de grupo			
Grupo	C_i	N-hexano	
CH_3 -	9,04	$2 \cdot (9,04)$	43,96
CH_2 -	6,47	$4 \cdot (6,47)$	

$$a^* = 2(9,04) + 4(6,47) = 43,96$$

- Ecuación (AI.2.). Momento dipolar de la molécula. Como todas las moléculas de la mezcla son apolares, el momento dipolar es cero y, por tanto, el momento dipolar residual es cero.
- Ecuación (AI.2.) $M_i = 86,178$; $T_c = 507,5\text{ K}$; $T_r = \frac{(128,59+273,15)}{507,5} = 0,7916$

$$\mu_{c_6} = \frac{(86,178)^{1/2} [128,59 + 273,15]}{43,96 [1 + (4/507,5)] [1 + 0,36(1,7916 - 1)]^{1/6}} \frac{0,7916 (1 + 270 \cdot (0)^4)}{0,7916 + 270 \cdot (0)^4} = 85,0362\text{ }\mu\text{P}$$

- Recopilación para todos los componentes a $T_{15} = 128,59\text{ °C}$

Compuesto	N_i		T_r	a^*	μ	μ_r	$\eta\text{ (}\mu\text{P)}$
	CH_3 -	CH_2 -					
N-pentano	2	3	0,8553	37,49	0	0	90,9417
N-hexano	2	4	0,7916	43,96	0	0	85,0362
N-heptano	2	5	0,7435	50,43	0	0	80,1016
N-octano	2	6	0,7063	56,9	0	0	75,9098
N-nonano	2	7	0,6756	63,37	0	0	72,3000

Tabla AI.3.4.2-1. Viscosidad de vapor puro

3.4.2. Viscosidad de la mezcla

- **Cálculo a $T_{15} = 128,59\text{ }^{\circ}\text{C}$ (plato 15 ideal)**

Ecuación AI.2. para el cálculo de la viscosidad de mezcla; desarrollada para un sistema de cinco componentes, queda (AI.3.4.2-2):

$$\eta_m = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{y_i \eta_i}{\sum_{j=1}^n y_i \phi_{ij}}}{\frac{y_1 \eta_1}{y_1 \phi_{11} + y_2 \phi_{12} + y_3 \phi_{13} + y_4 \phi_{14} + y_5 \phi_{15}} + \frac{y_2 \eta_2}{y_1 \phi_{21} + y_2 \phi_{22} + y_3 \phi_{23} + y_4 \phi_{24} + y_5 \phi_{25}} + \frac{y_3 \eta_3}{y_1 \phi_{31} + y_2 \phi_{32} + y_3 \phi_{33} + y_4 \phi_{34} + y_5 \phi_{35}} + \frac{y_4 \eta_4}{y_1 \phi_{41} + y_2 \phi_{42} + y_3 \phi_{43} + y_4 \phi_{44} + y_5 \phi_{45}} + \frac{y_5 \eta_5}{y_1 \phi_{51} + y_2 \phi_{52} + y_3 \phi_{53} + y_4 \phi_{54} + y_5 \phi_{55}}}$$

Subíndices $\begin{cases} 1: \text{N- pentano} \\ 2: \text{N- hexano} \\ 3: \text{N- heptano} \end{cases} \begin{cases} 4: \text{N- octano} \\ 5: \text{N- nonano} \end{cases}$

Así, un subíndice “12” hace referencia a la interacción del n-pentano con el n-hexano. Es necesario desarrollar cada uno de los parámetros de interacción que aparecen, en base a la ecuación AI.2.2.5.1-1.

Ecuación AI.2.2.5.1-1 para el desarrollo del parámetro de interacción; ejemplo: cálculo del parámetro para la interacción entre el pentano y el hexano.

- Tabla AI.3.: $\eta_1 = 90,9417\text{ }\mu\text{P}$; $\eta_2 = 85,0362\text{ }\mu\text{P}$
- Tabla AI.2.1: $M_1 = 72,151\text{ g/mol}$; $M_2 = 86,178\text{ g/mol}$

$$\phi_{12} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\eta_1}{\eta_2}\right)^{1/2} \left(\frac{M_2}{M_1}\right)^{1/4}\right]^2}{\left[8\left(1 + \frac{M_1}{M_2}\right)\right]^{1/2}} = \frac{\left[1 + \left(\frac{90,9417}{85,0362}\right)^{1/2} \left(\frac{86,178}{72,151}\right)^{1/4}\right]^2}{\left[8\left(1 + \frac{72,151}{86,178}\right)\right]^{1/2}} = 1,1297$$

Ecuación AI.2. para el desarrollo del parámetro de interacción: resultados finales

A continuación se recopilan los valores para todos los casos que aparecen en la ecuación AI.3.4.2-1. La ordenación por tablas es la siguiente: en cada

tabla se fija un componente (i), y se hace variar el valor del subíndice “j”, entre 1 y 5 (ambos inclusive) de acuerdo con los denominadores de la ecuación AI.3.4.2-1.

	η_i/η_j	η_j/η_i	M_j/M_i	M_i/M_j	Φ_{ij}
i = 1 j = 1	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
i = 1 j = 2	1,0694	0,9351	1,1944	0,8372	1,1297
i = 1 j = 3	1,1353	0,8808	1,3888	0,7200	1,2539
i = 1 j = 4	1,1980	0,8347	1,5832	0,6316	1,3737
i = 1 j = 5	1,2578	0,7950	1,7776	0,5625	1,4897

	η_i/η_j	η_j/η_i	M_j/M_i	M_i/M_j	Φ_{ij}
i = 2 j = 1	0,9351	1,0694	0,8372	1,1944	0,8844
i = 2 j = 2	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
i = 2 j = 3	1,0616	0,9420	1,1628	0,8600	1,1107
i = 2 j = 4	1,1202	0,8927	1,3255	0,7544	1,2175
i = 2 j = 5	1,1762	0,8502	1,4883	0,6719	1,3208

	η_i/η_j	η_j/η_i	M_j/M_i	M_i/M_j	Φ_{ij}
i = 3 j = 1	0,8808	1,1353	0,7200	1,3888	0,7952
i = 3 j = 2	0,9420	1,0616	0,8600	1,1628	0,8998
i = 3 j = 3	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
i = 3 j = 4	1,0552	0,9477	1,1400	0,8772	1,0966
i = 3 j = 5	1,1079	0,9026	1,2800	0,7813	1,1901

	η_i/η_j	η_j/η_i	M_j/M_i	M_i/M_j	Φ_{ij}
i = 4 j = 1	0,8347	1,1980	0,6316	1,5832	0,7242
i = 4 j = 2	0,8927	1,1202	0,7544	1,3255	0,8199
i = 4 j = 3	0,9477	1,0552	0,8772	1,1400	0,9116
i = 4 j = 4	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
i = 4 j = 5	1,0499	0,9524	1,1228	0,8906	1,0856

	η_i/η_j	η_j/η_i	M_j/M_i	M_i/M_j	Φ_{ij}
$i = 5$ $j = 1$	0,7950	1,2578	0,5625	1,7776	0,6663
$i = 5$ $j = 2$	0,8502	1,1762	0,6719	1,4883	0,7546
$i = 5$ $j = 3$	0,9026	1,1079	0,7813	1,2800	0,8392
$i = 5$ $j = 4$	0,9524	1,0499	0,8906	1,1228	0,9209
$i = 5$ $j = 5$	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

- Ecuación AI.3.4.2-1. Ejemplo: cálculo del primer término (término 1); valores de “ y_{15} ” en tabla ; y de la viscosidad de componente puro en tabla AI.3.; recopilados ambos en tabla AI.3.4.2-1; valores del parámetro de interacción en tablas anteriores.

Compuesto	η (μP)	y_{15} (molar)
N-pentano	90,9417	0,0001
N-hexano	85,0362	0,1918
N-heptano	80,1016	0,6759
N-octano	75,9098	0,1098
N-nonano	72,3000	0,0224

$$\text{Término "i"} = \frac{y_i \eta_i}{\sum_{j=1}^n y_j \phi_{ij}} \rightarrow \text{Término "1"} = \frac{y_1 \eta_1}{y_1 \phi_{11} + y_2 \phi_{12} + y_3 \phi_{13} + y_4 \phi_{14} + y_5 \phi_{15}}$$

$$\begin{aligned} \text{Término "1"} &= \frac{(0,0001)(90,9417)}{(0,0001)(1) + (0,1918)(1,1297) + (0,6759)(1,2539) + (0,1098)(1,3737) + (0,0224)(1,4897)} = \\ &= 0,0082 \mu P \end{aligned}$$

- Recopilación del resto de términos:

Término 1 (μP)	Término 2 (μP)	Término 3 (μP)	Término 4 (μP)	Término 5 (μP)
0,0082	14,7459	54,3771	9,1824	1,9419

$$\eta = 0,0082 + 14,7459 + 54,3771 + 9,1824 + 1,9419 \rightarrow \underline{\eta = 80,2555 \mu P}$$

En unidades del S.I.:

$$\eta(N \cdot s / m^2) = (80,2555 \mu P) \frac{10^{-7} N \cdot s / m^2}{1 \mu P} \rightarrow \underline{\eta = 8,0255 \cdot 10^{-6} N \cdot s / m^2}$$

- **Recopilación de valores de viscosidad de mezcla a $T_{10} = 115,49$ °C (plato 10 ideal); $T_9 = 105,27$ °C (plato 9 ideal); $T_1 = 89,86$ °C (plato 1 ideal)**

Dado la extensión de las tablas que muestran los resultados del parámetro de interacción, en este subapartado se ha optado por mostrar los valores de viscosidad de componente y puro y mezcla, así como los valores de las fracciones molares en fase vapor; respecto al parámetro de interacción, sólo se muestran sus valores finales. En este caso, en cada columna de las tablas siguientes se deja constante el término “i”, y se hace variar el término “j” en cada fila; por tanto, en cada temperatura aparecen 5 columnas y cinco filas en relación a este parámetro.

$T_{10} = 115,49$ °C

Compuesto	η_i (μP)	y_{10} (molar)	Φ_{1j}	Φ_{2j}	Φ_{3j}	Φ_{4j}
N-pentano	88,0824	0,0090	1,0000	0,8843	0,7951	0,7240
N-hexano	82,3396	0,5666	1,1299	1,0000	0,8997	0,8198
N-heptano	77,5463	0,3655	1,2542	1,1108	1,0000	0,9115
N-octano	73,4777	0,0482	1,3742	1,2177	1,0967	1,0000
N-nonano	69,9759	0,0107	1,4903	1,3212	1,1903	1,0857

Compuesto	Φ_{5j}	η_m (μP)	η_m (Ns/m ²)
N-pentano	0,6660	79,8929	$7,9893 \cdot 10^{-6}$
N-hexano	0,7544		
N-heptano	0,8391		
N-octano	0,9209		
N-nonano	1,0000		

$$T_9 = 105,27\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Compuesto	η_i (μP)	y_9 (molar)	Φ_{1j}	Φ_{2j}	Φ_{3j}	Φ_{4j}
N-pentano	85,8414	0,0893	1,0000	0,8842	0,7949	0,7239
N-hexano	80,2277	0,6130	1,1300	1,0000	0,8997	0,8197
N-heptano	75,5462	0,2977	1,2545	1,1109	1,0000	0,9115
N-octano	71,5750	0,0001	1,3745	1,2178	1,0967	1,0000
N-nonano	68,1583	0,0000	1,4908	1,3214	1,1904	1,0857

Compuesto	Φ_{5j}	η_m (μP)	η_m (Ns/m^2)
N-pentano	0,6659	79,1631	$7,9163 \cdot 10^{-6}$
N-hexano	0,7543		
N-heptano	0,8391		
N-octano	0,9208		
N-nonano	1,0000		

$$T_1 = 89,86\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Compuesto	η_i (μP)	y_1 (molar)	Φ_{1j}	Φ_{2j}	Φ_{3j}	Φ_{4j}
N-pentano	82,4455	0,0090	1,0000	0,8841	0,7947	0,7237
N-hexano	77,0302	0,5666	1,1302	1,0000	0,8996	0,8195
N-heptano	72,5198	0,3655	1,2548	1,1110	1,0000	0,9114
N-octano	68,6971	0,0482	1,3750	1,2181	1,0968	1,0000
N-nonano	65,4101	0,0107	1,4915	1,3217	1,0968	1,0858

Compuesto	Φ_{5j}	η_m (μP)	η_m (Ns/m^2)
N-pentano	0,6657	74,7278	$7,4728 \cdot 10^{-6}$
N-hexano	0,7541		
N-heptano	0,8340		
N-octano	0,9208		
N-nonano	1,0000		

3.5. Viscosidad de la fase líquida

Sólo se precisa conocer, para este proyecto, en las condiciones de los platos 15 y 1, a fin de estimar la eficacia global con los datos de O'Connell.

3.5.1. Viscosidad de líquido puro

- Ecuación AI.2.2.6.2-1
- Coeficientes de la ecuación en tabla AI.2.2.6.1-1
- Convertir la temperatura a °R

$$^{\circ}R = ^{\circ}F + 459,67$$

$$^{\circ}F = \frac{9}{5}(^{\circ}C) + 32$$

- **Cálculo a $T_{15} = 128,59^{\circ}C$ (plato 15 ideal); ejemplo para el hexano**

Coeficientes: $A = -21,591$; $B = 2174,4$; $C = 1,499$; $D = E = 0$

$$T_{15} = 128,59^{\circ}C \rightarrow T_{15} = \frac{9}{5}(128,59) + 32 = 263,4560^{\circ}F$$

$$T_{15} = 263,4560 + 459,67 = 723,1260^{\circ}R$$

$$\mu_{c_6} = 1000 \cdot \exp \left(-21,591 + \frac{2174,4}{(723,1260)} + 1,499 \cdot \ln(723,1260) + 0 \right) = 0,1641 \text{ cP}$$

- **Valores de viscosidad en fase líquida para todos los componentes**

Tabla AI.3.5.1-1	
Compuesto	μ_i (cP)
N-pentano	0,1307
N-hexano	0,1641
N-heptano	0,1862
N-octano	0,2105
N-nonano	0,2472

3.5.2. Viscosidad mezcla líquida

- Ecuación AI.2.2.6.1-1.
- Valores de fracción molar en líquida en tabla AI.3.5.1-1.

Compuesto	x_{15} (molar)	μ_i (cP)	$\mu_i^{(1/3)}$ (cP)	$x_{15} \cdot \mu_i^{(1/3)}$ (cP)
N-pentano	$2,6776 \cdot 10^{-5}$	0,1307	0,5075	$1,3588 \cdot 10^{-5}$
N-hexano	0,0920	0,1641	0,5474	0,0504
N-heptano	0,6301	0,1862	0,5710	0,3598
N-octano	0,1989	0,2105	0,5949	0,1183
N-nonano	0,0790	0,2472	0,6276	0,0496

De la ecuación AI.2.:

$$\mu = \left[1,3588 \cdot 10^{-5} + 0,0504 + 0,3598 + 0,1183 + 0,0496 \right]^3 \rightarrow \mu = 0,1932 \text{ cP}$$

- **Recopilación de valores viscosidad de mezcla a $T_1 = 89,86^\circ\text{C}$ (plato 1 ideal) y T_F (temperatura de alimentación a la columna)**

$$T_1 = 89,86^\circ\text{C} = 653,41^\circ\text{R}$$

Compuesto	μ_i (cP)	x_1 (molar)	$x_1 \cdot \mu_i^{(1/3)}$ (cP ^(1/3))	μ (cP)
N-pentano	0,1710	0,1052	0,0584	0,1925
N-hexano	0,1942	0,8703	0,5040	
N-heptano	0,2282	0,0245	0,0150	
N-octano	0,2724	0	0	
N-nonano	0,3313	0	0	

$$T_F = 110\text{ }^{\circ}\text{C} = 689,67\text{ }^{\circ}\text{R}$$

Compuesto	x_i (molar)	μ_i (cP)	$x_i\mu_i$ (cP)
N-pentano	0,105	0,15	0,056
N-hexano	0,87	0,177	0,488
N-heptano	0,024	0,204	0,014
N-octano	0,000	0,236	0,000
N-nonano	0,000	0,282	0,000
Total			0,559

$$\mu = (\sum x_i\mu_i)^3 = 0,175\text{ cP}$$

3.6. Capacidad calorífica

$$T_D = 89,86\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Componentes	$C_{p,o,i}$ (J/mol·K)	$C_{p,i}$ (J/mol·K)	x_{Di}	$\sum x_{Di} \cdot C_{p,i}$
N-pentano	153,37	210,70	0,2188	46,10
N-hexano	73,42	123,47	0,7724	95,37
N-heptano	80,10	128,82	0,0097	1,25
N-octano	89,99	139,34	0	0
N-nonano	101,03	151,80	0	0
Total				142,72

Tabla AI.3.6-1. Datos de la capacidad calorífica para la temperatura, T_D en el destilado de la columna.

$$C_{p,m} = 142,72\text{ J/mol}\cdot\text{K} = 1,46\text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$$

Calderín

Componentes	$C_{p_o,i}$ (J/mol·K)	C_{p_i} (J/mol·K)	$\sum x_i \cdot C_{p_i}$
N-pentano	153,37	210,70	16,73
N-hexano	73,42	123,47	38,62
N-heptano	80,10	128,82	45,54
N-octano	89,99	139,34	23,05
N-nonano	101,03	151,80	13,49
Total			137,43

Tabla AI.3.6-2. Datos de la capacidad calorífica para el calderín, C.

$$C_{p_m} = 137,43 \text{ J/mol} \cdot \text{K} = 1,40 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$$

3.7. Calor latente

Componente	λ_i (J/mol)	$\sum x_i \cdot \lambda_i$
N-pentano	18391,62	1459,96
N-hexano	23903,20	7476,72
N-heptano	28875,62	10207,77
N-octano	33487,34	5539,61
N-nonano	37910,48	3370,04
Total		28054,09

Tabla AI.3.7. Datos del calor latente para el calderín, C.

$$\lambda_m = 28.054,09 \text{ J/mol}$$

4. Fluidos auxiliares

A diferencia del procedimiento para el cálculo de las propiedades físicas de las parafinas, en el caso de los fluidos auxiliares se hará uso de tablas con datos de las diversas propiedades de interés para distintas condiciones de operación (presión atmosférica y temperatura variable). Así, como aproximación, el valor de una propiedad, P_f a una determinada temperatura, T se calculará a partir de los valores de dicha propiedad, P_{f1} y P_{f2} correspondientes a la temperatura inmediatamente inferior y superior (T_1 y T_2 respectivamente) a la deseada, mediante la siguiente expresión:

$$P_f = \left(P_{f1} - \frac{P_{f1} - P_{f2}}{T_1 - T_2} \cdot T_1 \right) + \frac{P_{f1} - P_{f2}}{T_1 - T_2} \cdot T \quad (AI.4.1 - 1)$$

Lógicamente, la relación de todas las propiedades físicas consideradas con la temperatura no es lineal; no obstante, teniendo en cuenta el pequeño intervalo que se tomará, es una simplificación aceptable. Con respecto a las propiedades físicas de interés, será necesario el conocimiento de la densidad, la capacidad calorífica, la conductividad térmica y la viscosidad.

Aceite térmico

El aceite térmico es un fluido caloportador cuyo uso es generalizado en el sector industrial como medio de transporte de calor para distintos tipos de procesos. Existen multitud de tipos de aceites térmicos cuya selección se realiza en función de los parámetros de operación a los que debe ser expuesto, principalmente la temperatura.

A continuación se recopila en una tabla una serie de propiedades físicas pertenecientes al aceite térmico Therminol 66 (debidamente justificado en la memoria), de las cuales se tomarán en cuenta las citadas previamente, es decir, la densidad, la capacidad calorífica, la conductividad térmica y la viscosidad:

P R O P E R T I E S O F T H E R M I N O L[®] 6 6

Temperature		Liquid Density			Liquid Heat Capacity		Liquid Enthalpy**		Heat of Vaporization	
°F	°C	lb/gal	lb/ft ³	kg/m ³	Btu/lb-°F [cal/g-°C]	kJ/kg-K	Btu/lb	kJ/kg	Btu/lb	kJ/kg
20	-7	8.56	64.0	1026	0.352	1.47	7.0	16.2	179.6	417.5
30	-1	8.53	63.8	1022	0.356	1.49	10.5	24.4	178.5	414.8
40	4	8.50	63.6	1019	0.361	1.51	14.1	32.7	177.3	412.2
60	16	8.44	63.1	1011	0.370	1.55	21.4	49.7	175.1	407.1
80	27	8.38	62.7	1003	0.379	1.58	28.9	67.1	173.0	402.0
100	38	8.32	62.2	997	0.388	1.62	36.5	84.9	170.8	397.1
120	49	8.26	61.8	989	0.397	1.66	44.4	103.2	168.7	392.2
140	60	8.19	61.3	982	0.406	1.70	52.4	121.8	166.7	387.5
160	71	8.13	60.8	974	0.415	1.74	60.6	140.9	164.7	382.8
180	82	8.07	60.4	967	0.424	1.78	69.0	160.5	162.7	378.3
200	93	8.01	59.9	960	0.434	1.81	77.6	180.4	160.8	373.8
220	104	7.94	59.4	952	0.443	1.85	86.4	200.8	158.9	369.3
240	116	7.88	59.0	944	0.452	1.89	95.3	221.6	157.0	365.0
260	127	7.82	58.5	937	0.462	1.93	104.5	242.8	155.2	360.6
280	138	7.75	58.0	929	0.471	1.97	113.8	264.5	153.3	356.4
300	149	7.69	57.5	921	0.480	2.01	123.3	286.6	151.5	352.1
320	160	7.62	57.0	914	0.490	2.05	133.0	309.2	149.7	347.9
340	171	7.56	56.5	906	0.500	2.09	142.9	332.2	147.9	343.8
360	182	7.49	56.1	898	0.509	2.13	153.0	355.6	146.1	339.6
380	193	7.43	55.6	890	0.519	2.17	163.3	379.5	144.3	335.4
400	204	7.36	55.1	882	0.528	2.21	173.7	403.8	142.5	331.2
420	216	7.29	54.5	874	0.538	2.25	184.4	428.6	140.7	327.0
440	227	7.22	54.0	866	0.548	2.29	195.2	453.8	138.9	322.8
460	238	7.15	53.5	857	0.558	2.33	206.3	479.6	137.0	318.5
480	249	7.08	53.0	849	0.568	2.38	217.6	505.7	135.2	314.2
500	260	7.01	52.5	840	0.578	2.42	229.0	532.3	133.3	309.8
520	271	6.94	51.9	832	0.588	2.46	240.7	559.4	131.3	305.3
540	282	6.87	51.4	823	0.598	2.50	252.5	587.0	129.4	300.7
560	293	6.79	50.8	814	0.608	2.54	264.6	615.0	127.4	296.0
580	304	6.72	50.2	805	0.618	2.59	276.8	643.5	125.3	291.2
600	316	6.64	49.7	796	0.628	2.63	289.3	672.5	123.2	286.3
620	327	6.56	49.1	786	0.639	2.67	302.0	701.9	121.0	281.2
640	338	6.48	48.5	777	0.649	2.72	314.9	731.9	118.7	276.0
650	345	6.44	48.2	772	0.655	2.74	321.4	747.0	117.6	273.3
660	349	6.40	47.9	767	0.660	2.76	328.0	762.3	116.4	270.5
680	360	6.32	47.3	757	0.671	2.81	341.3	793.2	113.9	264.9
700	371	6.23	46.6	747	0.682	2.85	354.8	824.7	111.4	259.0

Tabla AI.4.1-1. Propiedades físicas del aceite térmico Therminol 66 (I).

HEAT TRANSFER FLUID*†

Liquid Thermal Conductivity			Liquid Viscosity			Vapor Pressure				Temperature	
Btu/ ft-hr-°F	kcal/ m-hr-°C	W/m-K	lb/ft-hr	cSt [mm²/s]	cP [mPa-s]	psia	mm Hg	kgf/cm²	kPa	°F	°C
0.0685	0.1020	0.1185	10070	4060	4160					20	-7
0.0684	0.1018	0.1183	3820	1544	1579					30	-1
0.0683	0.1016	0.1181	1679	681	694					40	4
0.0681	0.1013	0.1177	456	186.3	188.4					60	16
0.0678	0.1009	0.1173	171.9	70.8	71.0					80	27
0.0675	0.1005	0.1168	81.2	33.7	33.6					100	38
0.0672	0.1001	0.1163	45.0	18.78	18.58					120	49
0.0669	0.0996	0.1158	27.9	11.74	11.53					140	60
0.0666	0.0991	0.1152	18.79	7.97	7.77	0.0016	0.085	0.00012	0.011	160	71
0.0662	0.0986	0.1145	13.48	5.76	5.57	0.0029	0.15	0.00021	0.020	180	82
0.0658	0.0980	0.1139	10.14	4.37	4.19	0.0051	0.26	0.00036	0.035	200	93
0.0654	0.0974	0.1132	7.91	3.44	3.27	0.0086	0.45	0.00061	0.060	220	104
0.0650	0.0967	0.1124	6.36	2.78	2.63	0.014	0.74	0.0010	0.098	240	116
0.0646	0.0961	0.1117	5.23	2.31	2.16	0.023	1.2	0.0016	0.16	260	127
0.0641	0.0954	0.1108	4.39	1.951	1.813	0.036	1.9	0.0025	0.25	280	138
0.0636	0.0946	0.1100	3.74	1.677	1.545	0.056	2.9	0.0039	0.38	300	149
0.0631	0.0939	0.1091	3.23	1.461	1.335	0.084	4.3	0.0059	0.58	320	160
0.0625	0.0931	0.1082	2.82	1.289	1.167	0.125	6.4	0.0088	0.86	340	171
0.0620	0.0922	0.1072	2.49	1.148	1.031	0.182	9.4	0.0128	1.26	360	182
0.0614	0.0914	0.1062	2.22	1.032	0.918	0.262	13.5	0.0184	1.80	380	193
0.0608	0.0905	0.1051	1.995	0.935	0.825	0.370	19.1	0.0260	2.55	400	204
0.0602	0.0895	0.1040	1.805	0.854	0.746	0.517	26.7	0.0363	3.56	420	216
0.0595	0.0886	0.1029	1.643	0.785	0.679	0.712	36.8	0.0501	4.91	440	227
0.0588	0.0876	0.1018	1.504	0.725	0.622	0.969	50.1	0.0681	6.68	460	238
0.0581	0.0865	0.1006	1.384	0.674	0.572	1.30	67.4	0.0916	8.98	480	249
0.0574	0.0855	0.0993	1.280	0.629	0.529	1.73	89.6	0.122	12.0	500	260
0.0567	0.0843	0.0980	1.188	0.591	0.491	2.28	118	0.160	15.7	520	271
0.0559	0.0832	0.0967	1.108	0.557	0.458	2.97	154	0.209	20.5	540	282
0.0552	0.0821	0.0954	1.037	0.527	0.429	3.84	199	0.270	26.5	560	293
0.0543	0.0809	0.0940	0.974	0.500	0.403	4.91	254	0.346	33.9	580	304
0.0535	0.0796	0.0926	0.918	0.477	0.379	6.24	323	0.439	43.0	600	316
0.0527	0.0784	0.0911	0.868	0.456	0.359	7.85	406	0.552	54.2	620	327
0.0518	0.0771	0.0896	0.822	0.438	0.340	9.81	508	0.690	67.7	640	338
0.0514	0.0764	0.0888	0.801	0.429	0.331	10.9	566	0.769	75.4	650	345
0.0509	0.0757	0.0880	0.781	0.421	0.323	12.2	630	0.856	83.9	660	349
0.0500	0.0744	0.0865	0.744	0.407	0.308	15.0	776	1.05	103	680	360
0.0491	0.0730	0.0848	0.711	0.393	0.294	18.4	949	1.29	127	700	371

Tabla AI.4.1-1. Propiedades físicas del aceite térmico Therminol 66 (II).

Agua de refrigeración

La mayoría de las refinerías utilizan agua de ríos o pozos como fuente de agua fría. Recirculan continuamente agua a través de intercambiadores de calor y otros equipos donde el agua absorbe el calor. Ese calor es entonces expulsado a la atmósfera por la evaporación parcial del agua en torres de refrigeración donde el flujo de aire caliente ascendente se pone en contacto con el flujo de agua descendente. La pérdida de agua por evaporación hacia el aire expulsado a la atmósfera se reemplaza con agua "tratada" de un río, o agua de refrigeración. Como la evaporación del agua "pura" se reemplaza con agua "tratada" que contiene carbonatos y otras sales disueltas, una porción del agua del circuito se descarta continuamente como agua de desecho para prevenir la excesiva aparición de sales en el agua del circuito.

Nuestro caso en concreto será una plantas industrial localizada en una zona costera (Algeciras) utilizan agua salada de "un solo paso" para sus procesos de enfriamiento y el agua salada templada se devuelve cerca de la costa.

En relación con las propiedades de interés del agua de refrigeración, éstas se presentan en el siguiente conjunto de tablas [35]:

<i>Temperatura</i>		<i>Densidad</i>		<i>Temperatura</i>		<i>Densidad</i>	
<i>K°</i>	<i>C</i>	<i>g/cm³</i>	<i>kg/m³</i>	<i>K</i>	<i>°C</i>	<i>g/cm³</i>	<i>kg/m³</i>
273.15	0	0.99987	999.87	323.15	50	0.98807	988.07
277.15	4	1.00000	1000.00	333.15	60	0.98324	983.24
283.15	10	0.99973	999.73	343.15	70	0.97781	977.81
293.15	20	0.99823	998.23	353.15	80	0.97183	971.83
298.15	25	0.99708	997.08	363.15	90	0.96534	965.34
303.15	30	0.99568	995.68	373.15	100	0.95838	958.38
313.15	40	0.99225	992.25				

Tabla AI.4.1-2. Densidad del agua líquida.

<i>Temperatura</i>			<i>Temperatura</i>		
<i>K</i>	<i>°C</i>	<i>Viscosidad</i> [(Pa·s) 10 ³ , (kg/m·s) 10 ³ , o cP]	<i>K</i>	<i>°C</i>	<i>Viscosidad</i> [(Pa·s) 10 ³ , (kg/m·s) 10 ³ , o cP]
273.15	0	1.7921	323.15	50	0.5494
275.15	2	1.6728	325.15	52	0.5315
277.15	4	1.5674	327.15	54	0.5146
279.15	6	1.4728	329.15	56	0.4985
281.15	8	1.3860	331.15	58	0.4832
283.15	10	1.3077	333.15	60	0.4688
285.15	12	1.2363	335.15	62	0.4550
287.15	14	1.1709	337.15	64	0.4418
289.15	16	1.1111	339.15	66	0.4293
291.15	18	1.0559	341.15	68	0.4174
293.15	20	1.0050	343.15	70	0.4061
293.35	20.2	1.0000	345.15	72	0.3952
295.15	22	0.9579	347.15	74	0.3849
297.15	24	0.9142	349.15	76	0.3750
298.15	25	0.8937	351.15	78	0.3655
299.15	26	0.8737	353.15	80	0.3565
301.15	28	0.8360	355.15	82	0.3478
303.15	30	0.8007	357.15	84	0.3395
305.15	32	0.7679	359.15	86	0.3315
307.15	34	0.7371	361.15	88	0.3239
309.15	36	0.7085	363.15	90	0.3165
311.15	38	0.6814	365.15	92	0.3095
313.15	40	0.6560	367.15	94	0.3027
315.15	42	0.6321	369.15	96	0.2962
317.15	44	0.6087	371.15	98	0.2899
319.15	46	0.5883	373.15	100	0.2838
321.15	48	0.5683			

Tabla AI.4.1-3. Viscosidad del agua líquida.

<i>Temperatura</i>				<i>Temperatura</i>			
<i>°C</i>		<i>Capacidad calorífica, c_p</i>		<i>°C</i>		<i>Capacidad calorífica, c_p</i>	
<i>°C</i>	<i>K</i>	<i>cal/g · °C</i>	<i>kJ/kg · K</i>	<i>°C</i>	<i>K</i>	<i>cal/g · °C</i>	<i>kJ/kg · K</i>
0	273.15	1.0080	4.220	50	323.15	0.9992	4.183
10	283.15	1.0019	4.195	60	333.15	1.0001	4.187
20	293.15	0.9995	4.185	70	343.15	1.0013	4.192
25	298.15	0.9989	4.182	80	353.15	1.0029	4.199
30	303.15	0.9987	4.181	90	363.15	1.0050	4.208
40	313.15	0.9987	4.181	100	373.15	1.0076	4.219

Tabla AI.4.1-4. Capacidad calorífica del agua líquida a 1 atm.

<i>Temperatura</i>			<i>Conductividad térmica</i>	
<i>°C</i>	<i>°F</i>	<i>K</i>	<i>btu/h·pie·°F</i>	<i>W/m · K</i>
0	32	273.15	0.329	0.569
37.8	100	311.0	0.363	0.628
93.3	200	366.5	0.393	0.680
148.9	300	422.1	0.395	0.684
215.6	420	588.8	0.376	0.651
326.7	620	599.9	0.275	0.476

Tabla AI.4.1-5. Conductividad térmica del agua líquida.

Aire atmosférico

Finalmente, de la misma manera, se muestran una tabla con diversas propiedades termofísicas del aire a presión atmosférica [40]:

T (°C)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^6$ (N·s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
-150	2.867	0.9825	8.636	3.013	11.71	4.157	0.7246
-100	2.039	0.9656	11.9	5.835	15.82	8.034	0.7263
-90	1.927	0.9753	12.49	6.482	16.62	8.842	0.733
-80	1.828	0.9835	13.07	7.153	17.42	9.692	0.7381
-70	1.738	0.9901	13.64	7.85	18.22	10.59	0.7414
-60	1.656	0.9952	14.2	8.572	19.01	11.53	0.7433
-50	1.582	0.999	14.74	9.317	19.79	12.52	0.744
-40	1.514	1.002	15.27	10.08	20.57	13.56	0.7436
-30	1.452	1.004	15.79	10.88	21.34	14.65	0.7425
-20	1.394	1.005	16.3	11.69	22.11	15.78	0.7408
-10	1.341	1.006	16.8	12.52	22.88	16.96	0.7387
0	1.292	1.006	17.29	13.38	23.64	18.17	0.7362
10	1.247	1.006	17.78	14.26	24.39	19.44	0.7336
20	1.204	1.007	18.25	15.16	25.14	20.74	0.7309
30	1.164	1.007	18.72	16.08	25.88	22.08	0.7282
40	1.127	1.007	19.18	17.02	26.62	23.45	0.7255
50	1.092	1.007	19.63	17.97	27.35	24.87	0.7228
60	1.06	1.007	20.08	18.95	28.08	26.31	0.7202
70	1.029	1.007	20.52	19.95	28.81	27.79	0.7177
80	0.9996	1.008	20.96	20.97	29.53	29.31	0.7154
90	0.9721	1.008	21.39	22	30.24	30.85	0.7132
100	0.946	1.009	21.81	23.05	30.95	32.42	0.7111
150	0.8343	1.014	23.85	28.59	34.43	40.68	0.7027
200	0.7461	1.023	25.77	34.54	37.79	49.53	0.6974
250	0.6748	1.033	27.6	40.9	41.04	58.88	0.6946
300	0.6159	1.044	29.34	47.64	44.18	68.69	0.6935
350	0.5665	1.056	31.01	54.73	47.21	78.9	0.6937
400	0.5244	1.069	32.61	62.18	50.15	89.49	0.6948
450	0.4882	1.081	34.15	69.95	52.98	100.4	0.6965
500	0.4566	1.093	35.63	78.04	55.72	111.7	0.6986
600	0.4043	1.115	38.46	95.12	60.93	135.2	0.7037
700	0.3628	1.135	41.11	113.3	65.81	159.8	0.7092
800	0.329	1.153	43.62	132.6	70.37	185.5	0.7149
900	0.3009	1.169	46	152.9	74.65	212.2	0.7206
1000	0.2773	1.184	48.26	174.1	78.68	239.8	0.726
1200	0.2396	1.207	52.48	219	86.09	297.6	0.736
1400	0.211	1.226	56.35	267.1	92.81	358.8	0.7444
1600	0.1885	1.241	59.92	317.9	99.08	423.6	0.7506
1800	0.1703	1.253	63.22	371.3	105.1	492.5	0.7539
2000	0.1553	1.264	66.3	426.9	111.1	566.2	0.7539

Tabla AI.4.1-6. Propiedades termofísicas del aire a presión atmosférica.

ANEXO II

Estimación del equilibrio de fases

Índice del Anexo II. Estimación del equilibrio de fases

1. Coeficiente de reparto o constante de equilibrio de fases, $K_{i,T,P}$	182
2. Balances de materia	183
3. Presión de operación y tipo de condensador.	185
4. Determinación del número de etapas	190
4.1. Método FUG	190
4.1.1 Número mínimo de etapas de equilibrio	191
4.1.2. Reflujo mínimo para un sistema de clase 2	194
4.1.3. Relación de reflujo real y nº de etapas de equilibrio	195
4.1.4. Localización del plato de alimentación	197
4.2. Método etapa a etapa	198

Anexo II. Cálculo de equilibrio de fases

1. Coeficiente de reparto o constante de equilibrio de fases, $K_{i,T,P}$

Una primera opción es considerar el cumplimiento de la *ley de Raoult* (los componentes forman una solución ideal en la fase líquida) y la *ley de Dalton* (los vapores saturados se comportan como gases perfectos), suposiciones que llevan a:

$$K_i = \frac{P_i^o}{P_T}$$

Donde P_i^o es la presión de vapor del componente “i” y P_T la presión total del sistema. A presiones elevadas la constante de equilibrio de cada componente depende de la composición de la mezcla, de la temperatura y de la presión. No obstante, la columna trabajará a una presión promedio de 2 atm, considerada una presión baja. Este hecho facilita los cálculos de la constante de equilibrio ya que la presión será una constante sólo habrá que estimar los cambios de temperatura entre etapas.

Esta relación sólo es válida para sistemas ideales, pero puede ser utilizada, con buena aproximación, para sistemas de compuestos homólogos y de puntos de ebullición cercanos. En este proyecto se prefiere usar una correlación que no tenga tal limitación.

Geerlings y *Van Wijk* proponen una correlación para la determinación de los valores de K de los componentes de una mezcla de parafinas lineales como una función simple de la temperatura, T de la presión, P y de un número característico, “i”; que, para n-alcanos superiores al pentano, es igual al número de átomos de carbono de la molécula considerada; y para el n-pentano es 4,98. Dicha ecuación se expresa de la siguiente manera:

$$\text{Log}(K_{i,T,P}) = 1,302 + 0,2664 \cdot i - 0,0001683 \cdot i \cdot T(^{\circ}\text{C}) - \frac{181,88}{212,5 + T(^{\circ}\text{C})} + \frac{2,630}{1,517 + P(\text{atm})}$$

Ésta es una expresión que se adapta perfectamente al sistema en estudio ya que es satisfactoria en el rango de propiedades de 0,8 a 5 atm y en el de temperaturas de 50 a 350 °C, además de que dichos autores la

aplicaron en particular a la destilación de mezclas complejas tales como las encontradas en el fraccionamiento de crudo, craqueo, reformado y, en general, a las correspondientes a la industria del petróleo.

2. Balances de materia

Los balances de masa o materia se basan en la *ley de conservación de la materia*, que establece que la materia ni se crea ni se destruye, sólo se transforma.

Se mostrarán los balances aplicados para la determinación de la composición y caudal de las corrientes de entrada y salida de la columna; es decir, alimentación, destilado y residuo. Las ecuaciones generales a aplicar son las correspondientes a un balance global de materia y a balances individuales de componentes.

La expresión general de un balance de material es:

$$(Acumulación) = (Entrada) - (Salida) + (Generación) - (Consumo)$$

Para cualquier balance a realizar a lo largo del proyecto, a menos que se indique lo contrario:

- No hay reacción química: $(Generación) = (Consumo) = 0$
- Se admitirán condiciones de estado estacionario: $(Acumulación) = 0$

La expresión resultante del balance de materia es, por tanto:

$$(Entrada) = (Salida) \quad (AII.2-1)$$

Aplicando la ecuación (AII.2-1) para un balance de materia global, y uno de componentes:

$$\text{B.M global: } F_i = D_i + W_i$$

$$\text{B.M global por componente: } F \cdot x_{Fi} = D \cdot x_{Di} + W \cdot x_{Wi}$$

Los datos de partida son el caudal másico de la alimentación, $F_{\text{másico}} = 1.000 \text{ Tn/día}$ y la composición molar de la alimentación, x_{Fi} . A partir de la

masa molecular media de dicha corriente, $M_m = 98,405 \text{ g/mol}$ obtenemos el caudal molar, es decir

$$F = \frac{F_{\text{másico}} \cdot 1.000}{M_m} = \frac{1.000 \cdot 1.000}{98,405} = 10162,11 \text{ kmol / día}$$

Una vez se dispone del caudal molar global, se pasa a calcular el caudal molar asociado a cada componente como $F_i = F \cdot x_{Fi}$. Tras estas operaciones, se determina la siguiente tabla:

Compuesto	F_i (kmol/día)	x_{Fi} (molar)
N-pentano	806,69	0,0794
N-hexano	3178,63	0,3128
N-heptano	3592,39	0,3535
N-octano	1681,06	0,1654
N-nonano	903,36	0,0889

Junto con estos resultados, será necesario el conocimiento de las especificaciones para caracterizar las corrientes de destilado y residuo de la columna. La siguiente tabla lo muestra:

	Destilado		Residuo	
Componente	$x_{Di}=y_i$ (molar)	D_i (kmol/día)	x_{wi} (molar)	W_i (Kmol/día)
N-pentano	0,2188	806,69	0,0000	0,00
N-hexano	0,7724	2860,76	0,0492	317,86
N-heptano	0,0097	35,92	0,5506	3556,47
N-octano	0,0000	0	0,2603	1681,06
N-nonano	0,0000	0	0,1399	903,36
Total	1	3703,37	1	6458,74

Si se desea expresar estos datos en forma de fracciones y caudales másicos, el primer paso consiste en realizar la conversión de x_i a X_i , aplicando las siguientes ecuaciones generales:

$$Cantidad\left(\frac{ton}{día}\right) = \frac{Cantidad\left(\frac{kmol}{día}\right) \cdot M\left(\frac{kg}{kmol}\right)}{1000\text{ kg/ton}}$$

Caudal másico individual = Fracción másica · Caudal másico total

	Destilado		Residuo		Alimentación	
Componente	X _{Di}	D _i (Ton/día)	X _{wi}	W _i (Ton/día)	X _{fi}	F _i (Ton/día)
N-pentano	0,189	58,203	0,000	0,00	0,058	58,203
N-hexano	0,800	246,535	0,040	27,40	0,274	273,927
N-heptano	0,012	3,600	0,515	356,38	0,360	359,975
N-octano	0	0	0,278	192,03	0,192	192,030
N-nonano	0	0	0,168	115,86	0,116	115,864
Total	1	308,338	1	691,662	1	1000

3. Presión de operación y tipo de condensador. Cálculo de la temperatura de burbuja

La determinación de la presión de operación de la columna y el tipo de condensador se establecerán siguiendo el siguiente algoritmo [6]:

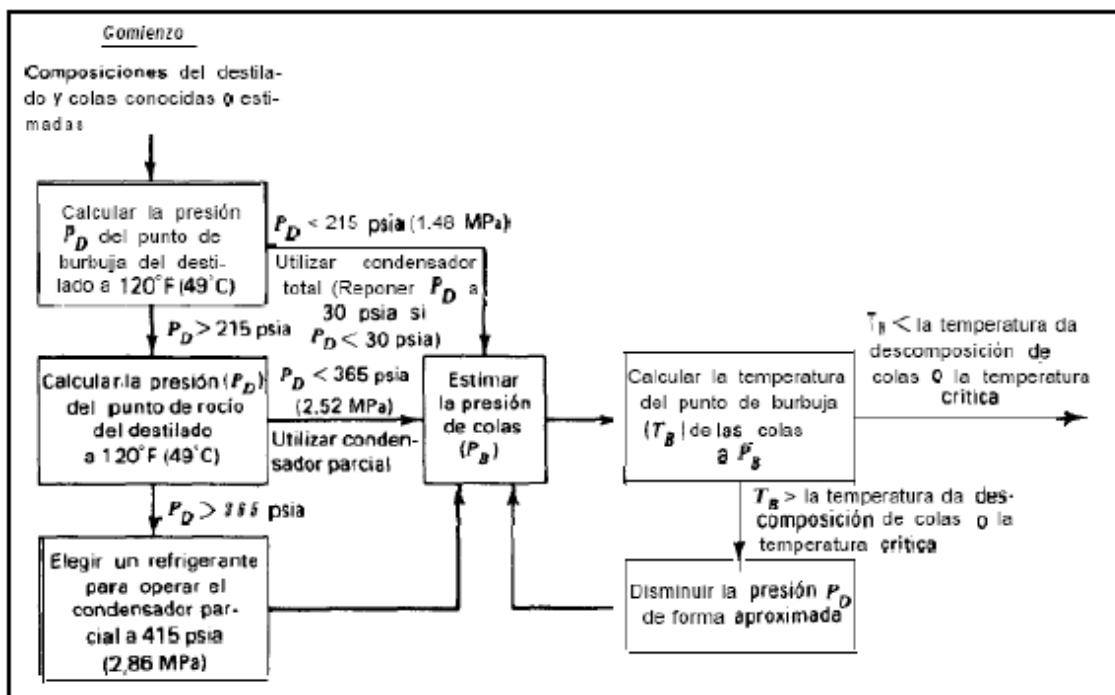


Figura AII.3-1. Algoritmo para establecer la presión de la columna de destilación y el tipo de condensador.

El procedimiento descrito se ha formulado para alcanzar, si es posible, una presión P_D en el condensador comprendida entre 0 y 415 psi para una temperatura mínima de 49 °C, con el fin de utilizar agua o aire como fluidos de refrigeración. Tal y como indica el algoritmo, el primer paso consiste en calcular la presión a la que el destilado comienza a bullir si la temperatura del mismo es de 49 °C. En función de si esta presión es mayor o menor a 215 psia se seguirá un camino u otro.

A 30 psia, que es la presión mínima recomendada en caso de que se pueda trabajar a menos de 215 psia, la temperatura de burbuja del destilado es de 89,86 °C; a 49 °C, por tanto, la presión del punto de burbuja es menor a 30 psia y, con ello, menor a 215 psia.

Esto indica que se utilizará un condensador total, ya que se ha obtenido un valor de P_D menor a 30 psi, el algoritmo aconseja reponerla, en principio, a 30 psia. Dicha presión será finalmente considerada si la temperatura del punto de burbuja del producto de colas a la presión del calderín, P_B es inferior a la temperatura de descomposición o crítica de dicha corriente de residuo. P_B se podría haber calculado a partir de P_D , descontándole a éstas unas caídas generales de presión en el condensador y en la columna (de 5 psi); no obstante, con el fin de facilitar los cálculos, se supondrá en todo momento una presión promedio para cualquier punto de la columna. Según esto, se pasará a calcular la temperatura de burbuja del residuo a la presión de 2 atm (30 psia).

En primer lugar, antes de afrontar dicha operación, se explicará el procedimiento general de cálculo del punto de burbuja de una mezcla multicomponente, como la que concierne, ya que éste será de aplicación constante en el presente proyecto. El algoritmo usado se ilustra a continuación [6]:

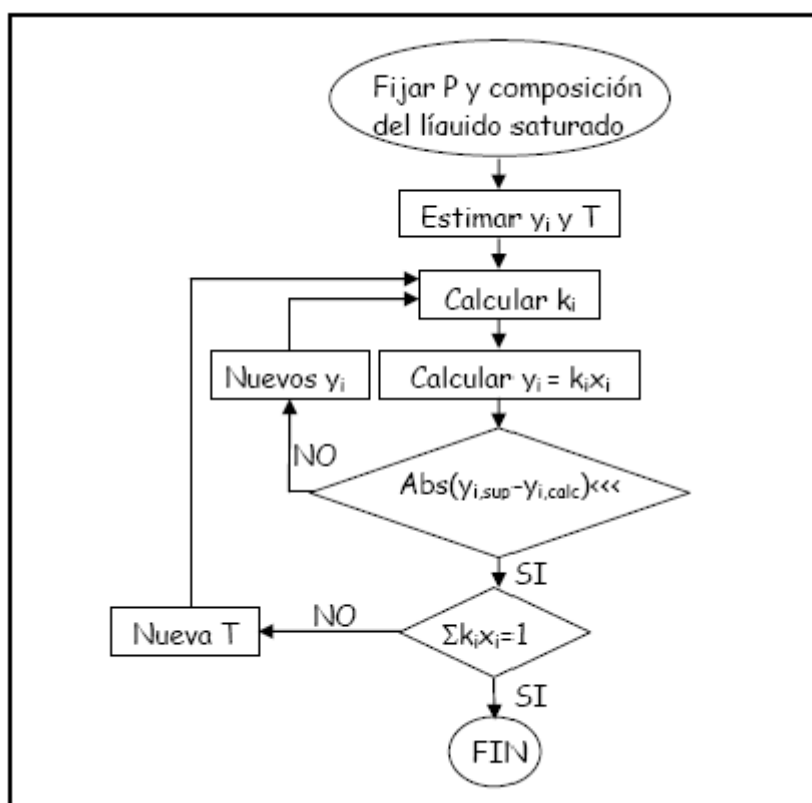


Figura AII.3-2. Algoritmo para estimar a temperatura de burbuja (referencia [6]).

Para la estimación de su punto de burbuja se partirá de considerar que el sumatorio de la fracción molar del vapor debe ser igual a la unidad, es decir

$$\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1,0$$

Para utilizar esta ecuación, se supone un valor de la temperatura (comprendida entre las temperaturas de ebullición del componente más ligero y del componente más pesado) y los valores de K_i ya calculados. Si el sumatorio de los $K_i \cdot x_i$ es superior o inferior a 1,0; se elige una temperatura mayor o menor, respectivamente, y se repite el cálculo hasta que se cumpla la condición anterior. Si la temperatura de burbuja se determina exactamente ($\sum K_i \cdot x_i = 1,0$), la composición del vapor en equilibrio, y_i con este líquido viene dada directamente por los términos $K_i \cdot x_i$. En definitiva, se puede comprobar que se requiere un tedioso proceso de iteración; por ello y no sólo para éste, sino para otros cálculos iterativos similares del proyecto, se hará uso de la herramienta de análisis Solver, perteneciente al programa informático Microsoft Excel 2000/07. Con Solver podremos buscar el valor óptimo para una fórmula de celda,

denominada celda objetivo, en una hoja de cálculo, ajustando los valores en las celdas cambiantes que se especifiquen, denominadas celdas ajustables, para generar el resultado especificado en la fórmula de la celda objetivo. Así, la celda objetivo corresponderá al sumatorio de $K_i \cdot x_i$ y el valor deseado será 1 y la celda ajustable coincidirá con la temperatura.

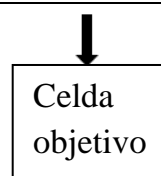
Retomando el caso concreto del cálculo de la temperatura de burbuja del residuo de la columna, se presenta el resultado final y los datos necesarios para su obtención:

P (atm)	2
T_{burbuja,W} (°C)	134,44

→ Celda ajustable

Componente	"i" (GvW)	Log($K_{i,T,P}$)	$K_{i,T,P}$	x_{wi} (molar)	y_{wi} (molar)
N-pentano	4,95	0,661	4,586	0	0
N-hexano	6	0,367	2,328	0,049	0,115
N-heptano	7	0,087	1,220	0,551	0,672
N-octano	8	-0,194	0,640	0,260	0,167
N-nonano	9	-0,474	0,335	0,140	0,047
Total				1	0,999999832

Restricción:
Debe valer
1



Se detallará la explicación de las operaciones realizadas, la cual será extrapolable a todas las posteriores estimaciones de la temperatura de burbuja de una corriente o de la temperatura de equilibrio de los platos de rectificación. En primer lugar, cada valor de las columna de Log $K_{i,T,P}$ se obtiene de la ecuación de Geerlings-Van Wijk a partir del valor de "i" correspondiente, la presión y la temperatura. Los valores de $K_{i,T,P}$ corresponden con la exponencial de la anterior, mientras que la columna x_{wi} no es más que la composición del residuo de la columna. Finalmente, cada casilla de la columna y_{wi} se calcula mediante el producto $K_i \cdot x_i$, siendo la última casilla la suma de todas. Con una disposición en la hoja de cálculo

similar a la mostrada en la parte superior de las dos tablas, e indicando la celda y el resultado objetivo y la celda ajustable, el programa Solver proporciona inmediatamente la temperatura buscada, llegando a un valor de la temperatura del residuo de 134,44 °C.

Teniendo en cuenta que el punto de burbuja del producto de colas (134,44 °C) es claramente inferior a la temperatura crítica del componente más volátil de dicho producto (pentano, $T_c = 196,6$ °C), y que la mezcla no sufre ningún tipo de descomposición a tales temperaturas, se puede concluir que la presión promedio de la columna será de 2 atm (30 psia).

4. Determinación del número de etapas

La estimación del número de etapas teóricas se llevará a cabo básicamente con un método de cálculo riguroso denominado método de etapa a etapa. Sin embargo, para la “puesta en marcha” de dicho método se requiere del conocimiento de la relación de reflujo, para cuyas determinaciones se hará uso de una parte de un segundo método de cálculo, en este caso aproximado, conocido como método de FUG. Ya que se tendrá que iniciar este segundo método de resolución, se ha decidido desarrollarlo en su totalidad con el fin de confirmar o comprobar la concordancia con los resultados del método riguroso. Se expondrán, en primer lugar, los cálculos del método FUG y, posteriormente, los del método etapa a etapa.

1.1 Método FUG (Fenske, Underwood y Gilliland)

Algoritmo para la destilación del sistema multicomponentes [6]:

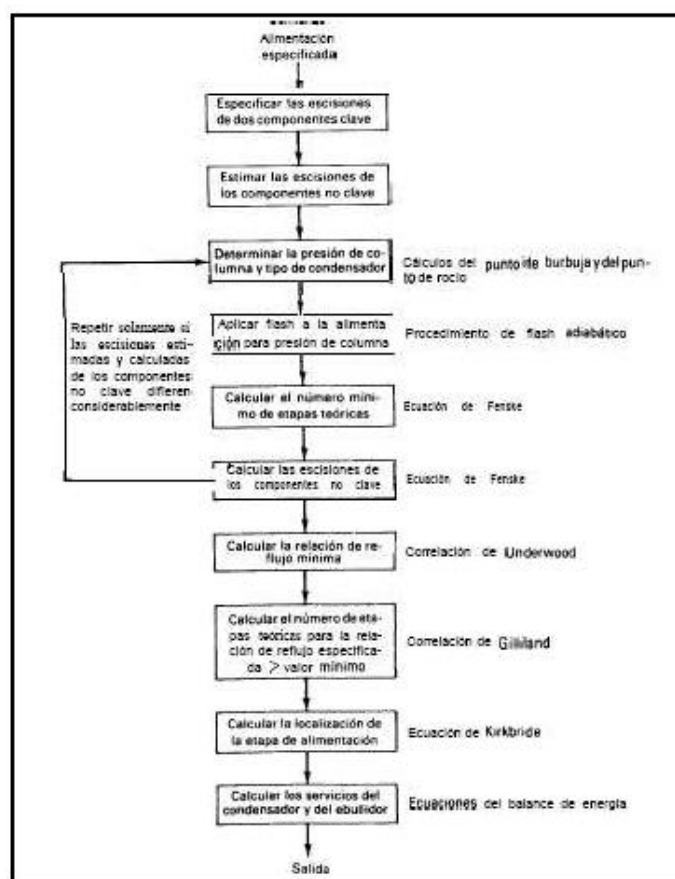


Figura AII.4-1. Algoritmo de cálculo para la destilación multicomponente.

Identificación de los distintos componentes de la columna de destilación:

- **No clave ligero, NLK:** n-pentano
- **Clave ligero, LK:** n-hexano
- **Clave pesado, HK:** n-heptano
- **No clave pesado, NHK:** n-octano y n-nonano

Una vez especificadas las escisiones de los dos componentes clave y la de los componentes no clave, la siguiente etapa, según la figura anterior, es la determinación de la presión de columna y del tipo de condensador que ya se realizó anteriormente. Ya que no se aplicará flash a la alimentación (tendría sentido si la columna trabajase a vacío), las etapas posteriores del procedimiento son las que dan nombre al método, concluyendo éste con la determinación de la localización de la etapa de alimentación (el cálculo de los servicios del condensador y del ebullidor se realizará en los apartados correspondientes a estos equipos). Se analizarán con detalle cada una de estas etapas:

4.1.1 Número mínimo de etapas de equilibrio (Ecuación de Fenske)

$$\text{Ec. de Fenske: } N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{x_{D(LK)} x_{W(HK)}}{x_{D(HK)} x_{W(LK)}} \right)}{\log \left(\sqrt{(\alpha_{LK,HK})_D (\alpha_{LK,HK})_W} \right)}$$

Donde,

N_{\min} : Número mínimo de etapas de equilibrio que tendrá la columna

$x_{D(LK)}$: Composición del destilado del clave ligero

$x_{w(HK)}$: Composición del residuo del clave pesado

$(\alpha_{LK,HK})_D$: Volatilidad relativa en el destilado

$(\alpha_{LK,HK})_w$: Volatilidad relativa en el residuo

Para la deducción de esta expresión se ha considerado a lo largo de la columna la volatilidad relativa, α constante con la temperatura, lo cual es

una suposición acertada teniendo en cuenta una presión promedio en la torre; aún así, con el fin de “minimizar” la simplificación, se ha tomado un valor medio entre los extremos de la columna, es decir

$$\alpha_m = [(\alpha_{LK,HK})_D \cdot (\alpha_{LK,HK})_w]^{1/2}$$

Este método permite predecir de forma rápida el N_{min} aunque, por lo general, el valor suele ser superior al real, lo cual indica que es un procedimiento conservador. Se mostrará su aplicación directa a la columna, aplicando el procedimiento expuesto para el cálculo de la temperatura de burbuja de una mezcla multicomponente, es decir

P (atm)	2
T_{burbuja,D} (°C)	89,86

→ Celda ajustable

En equilibrio con y_D , representa la composición que cae al plato 1 (empezando por arriba)

Componente	"i" (GvW)	Log($K_{i,T,P}$)	$K_{i,T,P}$	x_D (molar)	y_D (molar)
N-pentano	4,95	0,316	2,070	0,218	0,105
N-hexano	6	-0,052	0,888	0,772	0,870
N-heptano	7	-0,402	0,396	0,010	0,024
N-octano	8	-0,752	0,177	0	0
N-nonano	9	-1,103	0,079	0	0
Total				1	0,999

Restricción:
debe valer 1

↓
Celda objetivo

Calculamos las volatilidades y el N_{min}

		α	α_m	$N_{mín}$	$N_{mín}$
(x_{LK}) _D	0,7724	2,293	2,091	9,205	10
(x_{HK}) _D	0,0097				
(x_{LK}) _w	0,0492	1,908			
(x_{HK}) _w	0,5506				

Distribución de los componentes no clave a reflujo total (etapa de verificación).

Determinamos las composiciones de los compuestos NLK-NHK en cada corriente y verificamos, si pueden considerarse como tal. Deben tomarse composiciones prácticamente nulas de los NLK-NHK para la corrección del método.

$$N_{\min} + 1 = 11 = \frac{\log \left(\left(\frac{x_D}{x_W} \right)_{ref} \left(\frac{x_W}{x_D} \right)_i \right)}{\log \left(\left(K_r / K_i \right)_D \right)}$$

$$*Izqda : (N_{\min} + 1) \cdot \log \left(\left(\frac{K_{ref}}{K_i} \right)_D \right)$$

Subíndice en rojo: calcúlese para "W" cuando se analice éste

Compuesto de referencia: hexano

Compuesto de interés: i

• Comprobación de la escisión de la corriente de alimentación

Destilado: ¿Son n-octano y n-nonano NHK?

Comp.	x _F	x _D	x _W	(K _{i,T,P}) _D	α (C ₆ /C ₈)	α (C ₆ /C ₉)	N _{min}	Izqda*	x _{Di} (molar)
N-hexano	-	0,772	0,049	0,888	5,018	11,241	10		Ya conocido
N-octano	0,165	?	0,260	0,177				7,706	8,043E-08
N-nonano	0,089		0,140	0,079				11,559	6,064E-12

$$\alpha_{ref,i} = K_{ref} / K_i$$



Despreciables

Residuo: ¿Es n-pentano NLK?

Componente	x _F	x _D	x _W (molar)	(K _{i,T,P}) _W	α (C ₆ /C ₅)	N _{min}	Izqda*	x _{wi}
N-hexano	-	0,772	0,049214272	2,328	0,508	10		Conocido
N-pentano	0,079	0,218	Incógnita	4,586			-3,239	7,996E-06



Despreciable

Conclusión: Al tenerse una composición despreciable en los no-clave en la corriente que corresponda, puede admitirse la corrección de la selección de componentes clave.

4.1.2 Reflujo mínimo (Ecuación de Underwood) para un sistema de clase 2.

El procedimiento de Underwood [6] viene cuantificado por dos ecuaciones, las cuales han de ser resueltas sucesivamente:

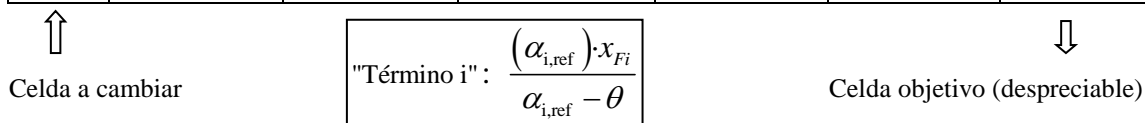
$$\text{Método de Underwood} \left\{ \begin{array}{l} 1. \text{ Determinar } \theta : \sum_i \frac{(\alpha_{i,\text{ref}})_\infty x_{Fi}}{(\alpha_{i,\text{ref}})_\infty - \theta} = 1 - \phi \\ 2. \text{ Conocido } \theta, \text{ determinar } (R_\infty)_{\text{mín}} : \sum_i \frac{(\alpha_{i,\text{ref}})_\infty x_{Di}}{(\alpha_{i,\text{ref}})_\infty - \theta} = 1 + (R_\infty)_{\text{mín}} \end{array} \right.$$

Siendo ϕ la condición de alimentación, que vale uno ya que la alimentación entra a 110 °C (líquido a su temperatura de ebullición, es decir, líquido saturado). θ un parámetro a determinar, $(\alpha_{i,\text{ref}})_\infty$ una volatilidad relativa de cada componente en la alimentación referida a uno de referencia (el n-heptano) y $(R_\infty)_{\text{mín}}$ es la relación de reflujo externa mínima.

En primer lugar, de manera iterativa, sabiendo que hay q obtener una raíz del parámetro θ que cumpla la condición de estar entre los valores límite de las volatilidades relativa (n-pentano y n-nonano). Desarrollando el sumatorio, se tiene:

	Componente	$\alpha_{i,\text{ref}}$
HK	N-pentano	4,445985931
N-heptano	N-hexano	2,070532216
$K_{i,T,P}$	N-heptano	1
0,687420488	N-octano	0,482967612
	N-nonano	0,233257714

iterar	N-pentano	N-hexano	N-heptano	N-octano	N-nonano	
θ	"Término 1"	"Término 2"	"Término 3"	"Término 4"	"Término 5"	Suma
1,376	0,115	0,933	-0,940	-0,089	-0,018	3,232E-08



Solver proporciona el parámetro θ tras indicarle que la celda objetivo debe ser la resultante de sumar el miembro del sumatorio para cada componente, que el valor objetivo sea cero (en nuestro caso es prácticamente cero) y la celda a cambiar o ajustable es la correspondiente a θ .

Se comprueba que el valor de $\theta = 1,376$ obtenido cumple la condición de estar comprendido entre $\alpha_{LK,HK}$ y 1. Ahora si se está en condiciones para poder calcular la relación de reflujo externa mínima mediante la expresión:

$$\text{"Término i": } \frac{(\alpha_{i,\text{ref}}) \cdot x_{Di}}{\alpha_{i,\text{ref}} - \theta}$$

N-pentano	N-hexano	N-heptano	NHK			
"Término 1"	"Término 2"	"Término 3"	"Término 4"	"Término 5"	Suma	(R_{inf})_{min}
0,3155	2,3032	-0,0258	0	0	2,5928	1,593

4.1.3 Relación de reflujo real y número de etapas de equilibrio (estudios de Gilliland y correlación de Molokanov).

Se precisa cuantificar la relación de reflujo externa y ésta se hará en base a la mínima. Por emplearse un aerorrefrigerante en condensador, se utilizará una relación de reflujo externo 1,45 veces mayor que la mínima (referencia: *McCormick*).

1.05 to 1.10	Low-level refrigeration (-300 to -150°F)
1.10 to 1.20	High-level refrigeration (-150 to 50°F)
1.2 to 1.5	Cooling water
1.4 to 1.5	Air cooling

Figura AII.4.1.3-1. Selección de la relación de reflujo interna en función de la mínima y del tipo de condensador.

- Determinamos R_D

$$R_D = 1,45 \cdot (R_{inf})_{\min} = 2,31$$

- Número de etapas de equilibrio

La correlación de mayor éxito y más sencilla es la desarrollada en los estudios de Gilliland, la cual se ilustra en la siguiente figura, donde las tres series de puntos dados que están basados en cálculos exactos, son los puntos originales de Gilliland y los puntos para sistemas multicomponentes de Brown-Martin y Van Winkle-Todd [6]. Los 61 puntos experimentales cubren los siguientes intervalos de condiciones (entre paréntesis las propias de la columna que estamos diseñando):

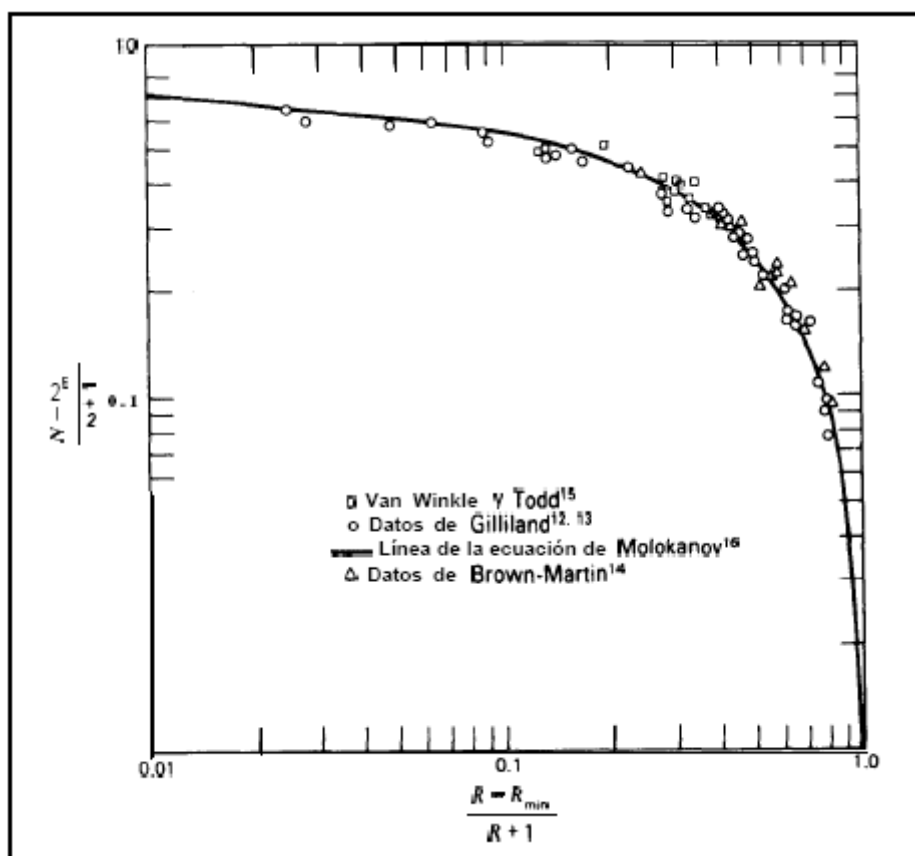


Figura AII.4.1.3-2. Comparación del estudio de Gilliland con cálculos rigurosos para la estimación de NPT.

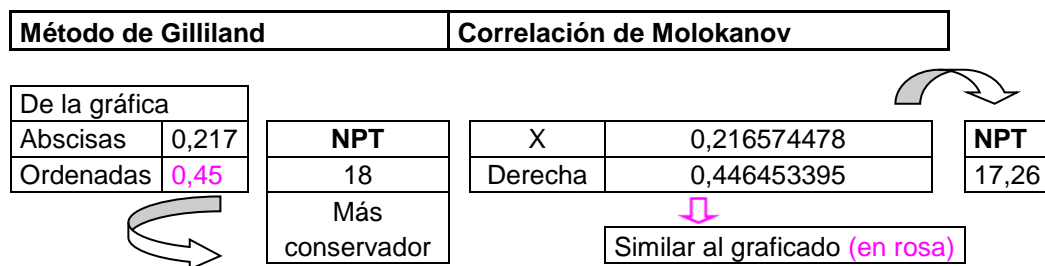
- a) Número de componentes: 4-11 (\rightarrow 5)
- b) Condición de alimentación, ϕ : 0,28-1,42 (\rightarrow 1)
- c) Presión de la columna, P: vacío-600 psia (\rightarrow 2 atm ~ 30 psia)
- d) Volatilidad relativa, α_m : 1,1-4,05 (\rightarrow 2,09 entre los componentes clave)
- e) Reflujo externo mínimo, $(R_{inf})_{min}$: 0,53-9,09 (\rightarrow 1,593)
- f) Número mínimo de etapas, N_{min} : 3,4-60,3 (\rightarrow 10)

Se verifica así la adecuación total de esta gráfica al sistema. No obstante, se hará el cálculo del número de platos, N analíticamente a partir de la ecuación/correlación desarrollada por Molokanov y col. [6], que representa la línea que pasar por los datos de la citada gráfica:

Correlación de Molokanov

$$\frac{N - N_{min}}{N - 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4 \cdot X}{11 + 117,2 \cdot X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right]$$

$$X = \frac{R_D - (R_D)_{min}}{R_D + 1}$$



4.1.4 Localización del plato de alimentación (Ecuación de Kirkbride)

Una vez conocido el número de platos teóricos ($NPT = 18$), es conveniente determinar la localización del plato de alimentación o, lo que es equivalente, la distribución de los platos entre las zonas de enriquecimiento y de agotamiento. Una aproximación razonablemente

buena de la localización de la etapa óptima de alimentación puede obtenerse utilizando la ecuación empírica de Kirkbride [6]:

$$\text{Ecuación de Kirkbride: } \frac{N_R}{N_A} = \left[\left(\frac{x_{F(HK)}}{x_{F(LK)}} \right) \left(\frac{x_{W(LK)}}{x_{D(HK)}} \right)^2 \frac{W}{D} \right]^{0,206}$$

siendo N_R y N_A el número de platos en las secciones de rectificación y agotamiento, respectivamente.

LK	N-hexano	Hoja composiciones						Kirkbride
HK	N-heptano	$(x_{HK})_D$	$(x_{LK})_W$	$(x_{HK})_F$	$(x_{LK})_F$	W (kmol/día)	D (kmol/día)	N_R/N_A
		0,0097	0,0492	0,3535	0,3128	7104,61	4073,71	2,245

Planteamos un sistema con el dato de NPT

$$\left. \begin{array}{l} \frac{N_R}{N_A} = 2,245 \\ N_A + N_R = 18 \end{array} \right\} \begin{array}{l} N_R = 12,15 \rightarrow N_R = 12 \\ N_A = 5,85 \rightarrow N_A = 6 \end{array}$$

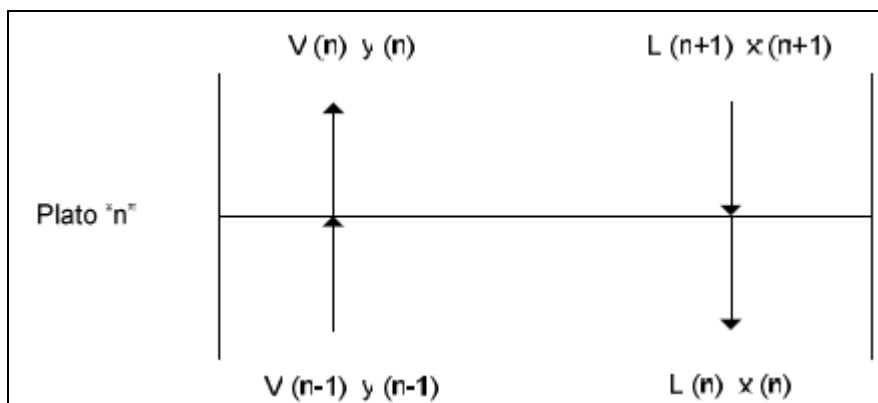
Se aproxima N_R al inferior por estar más cerca de éste, y tener que dar la suma 18

Plato "F": entre 12 y 13 (empezando por arriba); cae sobre el 13 por ser "F" líquido saturado.

4.2 Método etapa a etapa (Método de Lewis-Matheson)

Éste es el método de cálculo, de los denominados rigurosos, que permitirá la resolución de las columnas de destilación multicomponente que constituye la planta proyectada.

Antes de explicar el procedimiento a seguir, se comentará que el grado de rigurosidad del método se ve reducido por una simplificación que se ha realizado y que facilita enormemente los cálculos: la constancia de los caudales molares totales del líquido y del vapor en cada sección de la columna. No obstante, dicha suposición está debidamente justificada. Si aplicamos un balance de energía al plato "n", se tiene:



Para cualquier balance a la columna, se tiene:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

Consideraciones

- Suponemos estado estacionario: $(A) = 0$
- No hay reacción química entre los componentes: $(G) = (C) = 0$

Teniendo en cuenta estas consideraciones, el balance quedaría:

$$(E) = (S)$$

$$L_{n+1} \cdot h_{n+1} + V_{n-1} \cdot H_{n-1} = L_n \cdot h_n + V_n \cdot H_n + \text{pérdidas} + \Delta H_{\text{mezcla}}$$

en donde H y h representan las entalpías específicas del vapor y del líquido, respectivamente, procedentes del plato indicado por el subíndice correspondiente a la concentración en cada plato y ΔH_m es el calor de mezcla. Como se puede pensar, el cálculo exacto de este balance entálpico es muy difícil para mezclas multicomponentes. Por ello, ya que la columna está adecuadamente aislada (operación adiabática), experimenta un incremento de temperatura total no muy grande (de 29,17 °C) y las sustancias con las que trabaja son relativamente similares (parafinas lineales del C-5 al C-9), es posible minimizar la complejidad de este cálculo considerando que no hay pérdidas de calor con el exterior, que el calor de vaporización, λ es constante e independiente de la composición, que el calor sensible es despreciable y que no hay calor de mezcla. En primera instancia, el balance previo se transforma en:

$$L_{n+1} \cdot h_{n+1} + V_{n-1} \cdot H_{n-1} = L_n \cdot h_n + V_n \cdot H_n$$

y tomando como valor de referencia las condiciones de líquido saturado, se obtiene:

$$\begin{array}{l} h_n = 0 \\ H_n \approx \lambda_n \\ h_{n+1} = 0 \\ H_{n-1} \approx \lambda_{n-1} \end{array}$$

quedando finalmente el balance como:

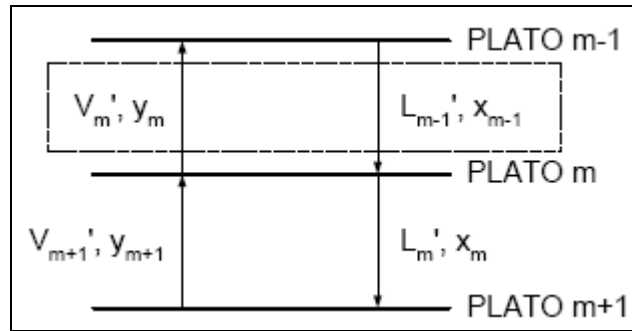
$$\begin{array}{l} V_{n-1} \cdot \lambda_{n-1} = V_n \cdot \lambda_n \\ V_{n-1} = V_n = V \\ L_{n+1} = L_n = L \end{array}$$

Se deduce que tanto el caudal molar del líquido como del vapor son constantes en cada una de las secciones de la columna.

Volviendo al método de cálculo a aplicar, éste se basará en el propuesto por Lewis-Matheson (basado en el método de Sorel-Lewis). De forma detallada se tiene:

1. Se parte de la composición conocida del residuo líquido, x_w ya que esta corriente incluye la totalidad de los componentes introducidos con la alimentación. La idea es, a partir de estos datos, ir determinando las composiciones de las corrientes de entrada y salida de cada plato, así como la temperatura de equilibrio de cada uno de ellos, hasta llegar al destilado. Es un proceso secuencial, es decir, no se puede iniciar el cálculo de un plato si, previamente, no se ha establecido las características del plato anterior.
2. La temperatura de equilibrio del calderín, $T_{\text{calderín}}$ (y de los platos posteriores) coincidirá con el punto de burbuja de la corriente líquida procedente del calderín (o del plato en cuestión). Por tanto, no solo proporcionará la temperatura de equilibrio sino también, consecuentemente, la composición de la corriente de vapor, y_{et0} en equilibrio con el líquido, corriente vapor que asciende hacia la etapa inmediatamente superior; es este caso, el primer plato de la torre.

3. Estimar la composición del líquido, x_{et1} que cae de este primer plato. Para ello se utilizarán las denominadas rectas de operación, las cuales relacionan la composición del vapor procedente de un plato, y_{et0} con la del líquido, x_{et1} que llega a él procedente del plato superior. Para la sección de agotamiento, en la cual se está inmerso, la ecuación de operación es:
- 4.



Sea L'_{m-1} (corriente de líquido que llega al plato m) la corriente de entrada a la zona de agotamiento, y V'_m (corriente de vapor que asciende del plato m) la corriente de salida de la zona de agotamiento.

Una vez definidas las corrientes de entrada y salida al plato m, es posible aplicar el balance de materia (tomando como extremo superior el plato m y como inferior la corriente de residuo que abandona el calderín). De esta forma, un balance de materia global y otro referido al componente más volátil, proporcionan las siguientes expresiones:

$$V'_m = L'_{m-1} - W$$

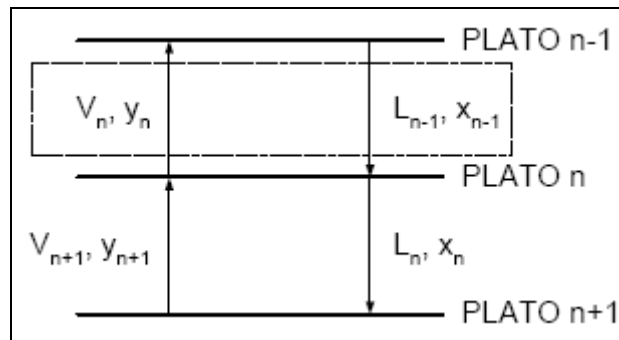
$$V'_m \cdot y_m = L'_{m-1} \cdot x_{m-1} - W \cdot x_w$$

$$x_{et,m(i)} = y_{et,m-1(i)} \frac{V'_{m-1}}{L'_m} + \frac{W}{L'_m} x_{w_i} \xrightarrow{\text{constancia de caudales}} x_{et,m(i)} = y_{et,m-1(i)} \frac{V'}{L'} + \frac{W}{L'} x_{w_i}$$

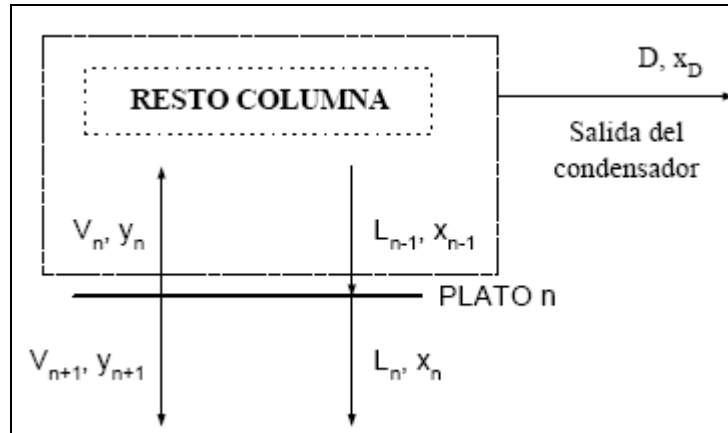
Aplicada al caso que se está explicando, queda:

$$x_{et1,(i)} = y_{et0(i)} \frac{V'}{L'} + \frac{W}{L'} x_{w_i}$$

5. Una vez calculada la composición x_1 , se realizará de nuevo el paso dos con el fin de determinar la temperatura en el plato 1, T_1 y la composición del vapor procedente del mismo plato, y_{et1} . Posteriormente, y según el paso tres, se obtendrá la composición, x_{et2} y así sucesivamente.
6. Los pasos anteriores se repetirán hasta alcanzar el plato de alimentación.
7. Partiendo de la composición $y_{et,n-1}$, el objetivo es relacionar ésta con la del líquido, $x_{et,n}$ procedente del plato siguiente, n . Para ello, se hará uso de la recta de operación característica de la zona de enriquecimiento, es decir:



Sea L_{n-1} (corriente de líquido que llega al plato n) como la corriente de salida de la zona de rectificación y V_n (la corriente de vapor que asciende del plato n) como la corriente de entrada a la zona de rectificación.



Definidas las corrientes de entrada y salida del plato n, es posible aplicar el balance de materia (considerando como extremos el condensador y el plato n situado justamente antes de la entrada de la alimentación). El balance conduce a:

$$V_n = L_{n-1} + D$$

$$V_n \cdot y_n = L_{n-1} \cdot x_{n-1} + D \cdot x_D$$

$$x_{etn(i)} = y_{etn-1(i)} \cdot \frac{V_{n-1}}{L_n} - \frac{D}{L_n} \cdot x_{Di} \quad \xrightarrow{\text{Constancia de caudales}} \quad x_{etn(i)} = y_{etn-1(i)} \cdot \frac{V}{L} - \frac{D}{L} \cdot x_{Di}$$

8. Luego, para determinar la composición del vapor procedente del plato n y la temperatura de equilibrio de dicho plato, se explicará el paso número dos. A partir de este momento, se irán intercalando los pasos seis y dos.

Según lo expuesto, será necesario, en primer lugar, la obtención de las rectas de operación y, por tanto, la determinación de los caudales molares: L , V , L' y V' . Si se aplica un balance de materia la zona de cabeza y se considera la expresión que define la relación de reflujo externa, se tiene:

$$V = L + D$$

$$R_D = \frac{L}{D} \rightarrow L = D \cdot R_D = 4.073,71 \text{ Kmol/día} \cdot 2,31 = 9.408,75 \text{ Kmol/día}$$

$$V = 9.408,75 \text{ Kmol/día} + 4.073,71 \text{ Kmol/día} = 13.482,46 \text{ Kmol/día}$$

Del balance de materia a la condición de alimentación, se tiene

$$L' = L + \phi F = 9.408,75 + 1 \cdot 11.178,32 = 20.587,07 \text{ Kmol/día}$$

$$V' = V = 13.482,46 \text{ Kmol/día}$$

Ahora sí se está en disposición de calcular las rectas de operación de cada sección:

- Recta de rectificación

$$x_{et,n(i)} = y_{et,n-1(i)} \frac{13.482,46}{9.408,75} - \frac{4.073,71}{9.408,75} x_{D_i} = 0,698 y_{et,n-1(i)} - 0,433 x_{D_i}$$

$$x_D = y_1$$



Componente	y ₁ (molar)	Pendiente	Ordenada	x ₁ (molar)
N-pentano	0,218	0,698	0,066	0,105
N-hexano	0,772		0,233	0,870
N-heptano	0,010		0,003	0,025
N-octano	8,04E-08		2,43E-08	1,42E-08
N-nonano	6,07E-12		1,83E-12	4,79E-13

- Recta de agotamiento

$$x_{et,m(i)} = y_{et,m-1(i)} \frac{13.482,46}{20.587,07} - \frac{7.104,61}{9.408,75} x_{W_i} = 0,655 y_{et,m-1(i)} - 0,345 x_{W_i}$$

Componente	x _w (molar)	Pendiente	Ordenada	y _w (molar)
N-pentano	7,996E-06	0,655	2,759E-06	3,67E-05
N-hexano	0,049		0,017	0,115
N-heptano	0,551		0,190	0,672
N-octano	0,260		0,090	0,167
N-nonano	0,140		0,048	0,050

Finalmente, se muestran las tablas que cuantifican los pasos descritos del procedimiento explicado:

Tabla de recopilación y comprobación de resultados para la zona de agotamiento

Comp.	N-pentano	N-hexano	N-heptano	N-octano	N-nonano	Total	X _{HK} /X _{LK}
x _w	0,000	0,049	0,551	0,260	0,140	1,000	
T _w (°C)	134,437						
(K _{i,T,P}) _w	4,586	2,328	1,220	0,640	0,335		
y _w	0,000	0,115	0,672	0,167	0,047	1,000	
x _{et,15}	0,000	0,092	0,630	0,199	0,079	1,000	6,848
T ₁₅ (°C)	128,587						
(K _{i,T,P}) ₁₅	4,186	2,084	1,073	0,552	0,284		
y _{et,15}	0,000	0,192	0,676	0,110	0,022	1,000	
x _{et,14}	0,000	0,143	0,633	0,162	0,063	1,000	4,437
T ₁₄ (°C)	124,989						
(K _{i,T,P}) ₁₄	3,951	1,943	0,988	0,503	0,256		
y _{et,14}	0,000	0,277	0,625	0,081	0,016	1,000	
x _{et,13}	0,000	0,198	0,600	0,143	0,059	1,000	3,022
T ₁₃ (°C)	122,140						
(K _{i,T,P}) ₁₃	3,770	1,836	0,925	0,466	0,235		
y _{et,13}	0,001	0,364	0,555	0,067	0,014	1,000	
x _{et,12}	0,000	0,255	0,553	0,133	0,057	1,000	2,165
T ₁₂ (°C)	119,615						
(K _{i,T,P}) ₁₂	3,614	1,744	0,871	0,435	0,217		
y _{et,12}	0,002	0,446	0,482	0,058	0,012	1,000	
x _{et,11}	0,001	0,309	0,506	0,128	0,056	1,000	1,638
T ₁₁ (°C)	117,388						
(K _{i,T,P}) ₁₁	3,480	1,666	0,826	0,409	0,203		
y _{et,11}	0,004	0,514	0,418	0,052	0,011	1,000	
x _{et,10}	0,003	0,354	0,464	0,124	0,056	1,000	1,310
T ₁₀ (°C)	115,489						
(K _{i,T,P}) ₁₀	3,368	1,601	0,789	0,388	0,191		
y _{et,10}	0,009	0,567	0,366	0,048	0,011	1,000	
x _{et,9}	0,006	0,388	0,429	0,121	0,055	1,000	1,107
T ₉ (°C)	113,864						
(K _{i,T,P}) ₉	3,274	1,547	0,758	0,371	0,182		
y _{et,9}	0,019	0,600	0,325	0,045	0,010	1,000	

Esta etapa no suma como plato;
sólo
sirve para conocer la transición

Tabla de recopilación y comprobación de resultados para la zona de rectificación

Comp.	N-pentano	N-hexano	N-heptano	N-octano	N-nonano	Total	X _{HK} /X _{LK}
x _D (molar)	0,218	0,772	0,010	0,000	0,000	1,000	
T ₁ = T _D (°C)	89,857						
(K _{i,T,P}) _{1=D}	2,070	0,888	0,396	0,177	0,079		
x _D = y ₁	0,218	0,772	0,010	0,000	0,000	1,000	
x _{et,1}	0,105	0,870	0,024	0,000	0,000	1,000	0,028
T ₂ (°C)	92,391						
(K _{i,T,P}) ₂	2,181	0,945	0,427	0,192	0,087		
y _{et,2}	0,139	0,841	0,020	0,000	0,000	1,000	
x _{et,2}	0,064	0,889	0,047	0,000	0,000	1,000	0,053
T ₃ (°C)	93,880						
(K _{i,T,P}) ₃	2,248	0,981	0,445	0,202	0,092		
y _{et,3}	0,110	0,854	0,036	0,000	0,000	1,000	
x _{et,3}	0,049	0,871	0,080	0,000	0,000	1,000	0,092
T ₄ (°C)	95,250						
(K _{i,T,P}) ₄	2,310	1,014	0,463	0,211	0,096		
y _{et,4}	0,100	0,841	0,059	0,000	0,000	1,000	
x _{et,4}	0,043	0,829	0,127	0,000	0,000	1,000	0,153
T ₅ (°C)	96,871						
(K _{i,T,P}) ₅	2,386	1,054	0,484	0,223	0,102		
y _{et,5}	0,096	0,812	0,092	0,000	0,000	1,000	
x _{et,5}	0,040	0,770	0,189	0,000	0,000	1,000	0,246
T ₆ (°C)	98,832						
(K _{i,T,P}) ₆	2,479	1,105	0,511	0,237	0,110		
y _{et,6}	0,094	0,771	0,135	0,000	0,000	1,000	
x _{et,6}	0,038	0,698	0,264	0,000	0,000	1,000	0,378
T ₇ (°C)	101,031						
(K _{i,T,P}) ₇	2,587	1,163	0,543	0,254	0,118		
y _{et,7}	0,092	0,721	0,187	0,000	0,000	1,000	
x _{et,7}	0,036	0,620	0,345	0,000	0,000	1,000	0,556
T ₈ (°C)	103,253						
(K _{i,T,P}) ₈	2,699	1,224	0,577	0,272	0,128		
y _{et,8}	0,091	0,666	0,243	0,000	0,000	1,000	
x _{et,8}	0,034	0,544	0,422	0,000	0,000	1,000	0,777
T ₉ (°C)	105,270						
(K _{i,T,P}) ₉	2,803	1,281	0,608	0,289	0,137		
y _{et,9}	0,089	0,613	0,298	0,000	0,000	1,000	
x _{et,9}	0,032	0,478	0,489	0,000	0,000	1,000	1,023
T ₁₀ (°C)	106,939						
(K _{i,T,P}) ₁₀	2,891	1,330	0,635	0,303	0,145		
y _{et,10}	0,088	0,567	0,344	0,000	0,000	1,000	

X_{et,10}	0,030	0,426	0,542	0,001	0,000	1,000	1,272
--------------------------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	--------------

Esta etapa no suma como plato;
sólo
sirve para conocer la transición

La numeración en rectificación se ha empezado en 1 porque se conocen los platos que hay.

Platos teóricos de la columna: 15 $\left\{ \begin{array}{l} 6 \text{ en la zona de agotamiento} \\ 9 \text{ en la zona de rectificación} \end{array} \right.$

Entrada de la alimentación: entre platos 9 y 10 (sobre el 10, ya que entra como líquido saturado); que coincide con la predicción del plato de alimentación por el método de FUG si empezamos a contar por cola.

Teniendo en cuenta que, tal y como se ha comentado, el método FUG es un método algo conservador, se puede confirmar el alto grado de concordancia entre los resultados del método etapa a etapa y el método FUG, tanto en lo relativo al número de etapas teóricas como a la localización del plato de alimentación (o distribución de platos entre ambas secciones, que es equivalente). El primero de éstos concluye que la columna consta de 15 platos teóricos, mientras que el segundo deduce un total de 18. Con respecto a la localización de la alimentación, ambos coinciden completamente, donde tiene lugar en el plato número 6 (desde abajo).

Por otro lado cabe destacar de los datos adjuntos en las tablas anteriores, la variación de la temperatura a lo largo de la columna de destilación. Si se representa dicha variación se obtiene la siguiente figura:

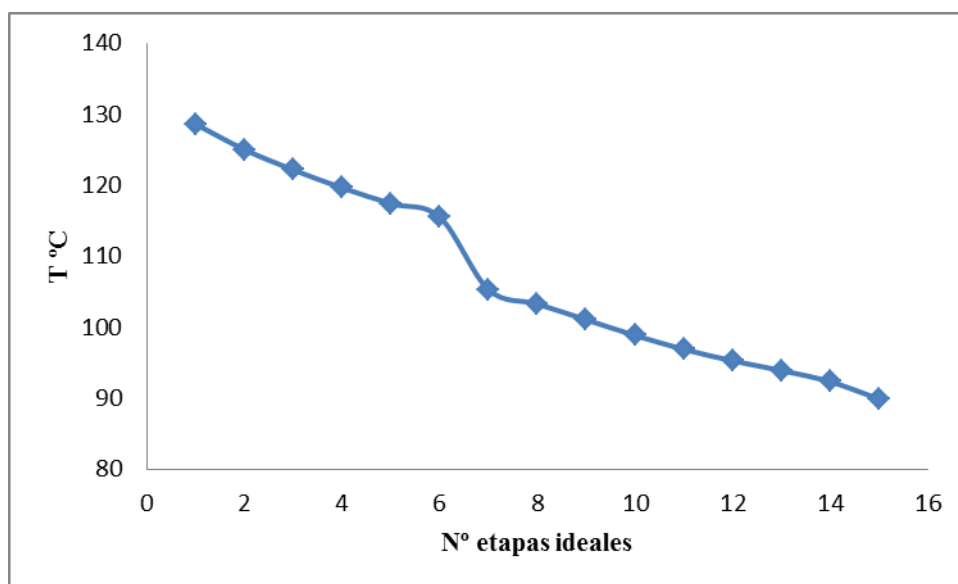


Figura 4.2. Representación de la variación de la temperatura en la columna de destilación.

Fundamentalmente se observa que la temperatura varía muy rápidamente cerca del plato de alimentación como consecuencia del cambio de composición tan apreciable que se produce en esa zona.

ANEXO III

Diseño hidráulico de la columna

Índice del Anexo III. Diseño hidráulico

1. Introducción	211
2. Pasos a seguir en el dimensionamiento de los platos	211
2.1 Límite superior: Velocidad de inundación	213
2.2 Límite inferior: Velocidad de lloriqueo	214
2.3 Intervalo de velocidad de inundación	214
2.4 Área neta y área total	214
2.5 Resto de dimensiones y características	215
3. Cálculo de dimensiones	217
4. Primeras comprobaciones	218
4.1 Lloriqueo	218
4.2 Carga en el vertedero	218
4.3 Carga de líquido	219
4.4 Arrastre por espuma	219
5. Pérdidas de carga	220
6. Recopilación de resultados para el plato 9	224
7. Recopilación y comprobación del diseño hidráulico	227
8. Eficacia global de la columna	228

Anexo III. Diseño hidráulico de la columna

1. Introducción

Anteriormente se ha desarrollado el cálculo del número de platos necesarios para realizar una separación determinada. Como resultado de los cálculos efectuados se dispone de datos de caudal y composición de líquido y vapor en cada plato de la columna. El siguiente paso será llevar a cabo el diseño hidráulico de la torre; es decir, determinar las dimensiones características de cada uno de los platos, tales como diámetro, distancia entre platos, altura del líquido, tipos de platos o materiales. Dicho diseño se realizará para los platos más representativos de la columna, entendiéndose por éstos, el primer y el último plato de las secciones de agotamiento y rectificación.

2. Pasos a seguir en el dimensionamiento de los platos

1. Determinar las condiciones de operación en el plato a caracterizar: composición de las fases líquida y vapor; caudal de líquido y vapor; temperatura (y presión, que se ha supuesto constante a lo largo de la columna).

Los valores que aquí se demandan están desarrollados en el anexo II.

2. Seleccionar el tipo de plato, el número de pasos, las dimensiones características de los elementos de contacto (diámetro de las perforaciones y distancia entre las mismas, o “pitch”), y el espaciado entre platos.

Se seleccionarán aquellos valores que en la bibliografía consultada aparecen como valores habituales. En caso de que con estos valores no se satisfagan las especificaciones de diseño, se probarán con otros.

- Tipo de plato: plato perforado (ver memoria).
- Número de pasos: Paso simple.
- Diámetro de las perforaciones: Su valor suele oscilar entre 3 y 12 mm. Se tomará un valor de 4,5 mm por ser el más típico. Con este valor fijado, y conocido el material de construcción, se puede determinar el espesor del plato mediante la siguiente tabla:

Diámetro del orificio		Espesor del plato/diam.orif.	
m m	in	Acero inoxidable	acero al carbón
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65	
4.5	$\frac{1}{16}$	0.43	
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32	
9.0	$\frac{3}{8}$	0.22	0.5
12.0	$\frac{1}{2}$	0.16	0.38
15.0	$\frac{5}{8}$	0.17	0.3
18.0	$\frac{3}{4}$	0.11	0.25

Tabla AIII.2-1. Diámetro del orificio y espesor del plato.

$$\left. \begin{array}{l} \text{Acero inox.} \\ d_0 = 4,5 \text{ mm} \end{array} \right\} \xrightarrow{\text{Figura}} \frac{e_p}{d_0} = 0,43 \rightarrow e_p = 1,935 \text{ mm} \rightarrow e_p = 2 \text{ mm}$$

- Espaciamiento entre platos: su valor depende de la facilidad de construcción, mantenimiento y coste [14], se relaciona el diámetro de la torre con el espaciamiento. Dado que no conocemos el diámetro, tomaremos el valor recomendado de 0,6 m, que se verificará cuando se determine el diámetro.
3. Fijar los límites superior e inferior de flujo de vapor a través del plato. Para un caudal de vapor determinando, el diámetro de la torre se relaciona con éste a través de la ecuación de continuidad.

$$Q = A \cdot v$$

De esta forma, para conocer el diámetro, se determinan los límites de velocidad entre los que debe estar comprendida la velocidad de operación, se fija un valor de velocidad y se determina la sección transversal de la columna (que representa el área total del plato). Dado que es de sección transversal, el diámetro queda determinado como:

$$A_t = \frac{\pi}{4} D^2$$

2.1. Límite superior: velocidad de inundación.

La correlación empleada indica que la velocidad máxima permisible a partir de la que ocurre el fenómeno de inundación, v_F definida como la relación entre el caudal volumétrico del vapor y el área neta del plato, A_n es:

$$v_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad (\text{AIII.2.1-1})$$

Donde C_F se denomina coeficiente de inundación, y depende del tipo de plato. Para platos perforados, se utilizará la siguiente correlación empírica:

$$C_F = \left[\alpha \cdot \log \left(\frac{1}{PF} \right) + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2} \quad (\text{AIII.2.1-2})$$

Donde, en el S.I.:

- $A_0 / A_a \geq 0,1 \rightarrow \begin{cases} \alpha = 0,0744 \cdot t_p + 0,01173 \\ \beta = 0,0304 \cdot t_p + 0,015 \end{cases}$
- $A_0 / A_a < 0,1 \rightarrow$ Multiplicar α y β por: $5 \frac{A_0}{A_a} + 0,5$

Siendo A_0 el área de las perforaciones, y A_a el área activa. A su vez, PF es un grupo adimensional denominado parámetro de flujo, definido como:

$$PF = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (\text{AIII.2.1-3})$$

Si PF presenta un valor inferior a 0,1, debe tomarse para determinar C_F un valor de $PF = 0,1$; para el resto de casos, tómese el valor de PF calculado. A la hora de usar la expresión anterior, debe tenerse en cuenta que las unidades de caudal deben coincidir con las unidades de densidad, es decir, si empelamos caudales másicos, debe tenerse la densidad en unidades másicas.

2.2. Límite inferior: velocidad de lloriqueo

En referencia al punto inferior, la mejor ecuación existente [14] para la estimación de la velocidad de vapor a partir del que se produce un excesivo lloriqueo, v_{Vm} es:

$$\frac{v_{Vm} \cdot \mu_V}{\sigma g_c} = 0,0229 \left(\frac{\mu_V^2}{\rho_V \sigma g_c d_o} \frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0,379} \left(\frac{e_p}{d_o} \right) \left(\frac{2A_a d_o}{\sqrt{3} p'^3} \right) \left(\frac{z}{d_o} \right)^{\frac{2,8}{0,724}} \quad (\text{AIII.2.2-1})$$

Dado que v_{Vm} depende de dos variables que aún no se conocen (área activa y distancia entre vertederos), se realizará la estimación de la velocidad de lloriqueo una vez se haya caracterizado al plato, realizando cambios si el valor resultante así lo requiere.

2.3. Intervalo de velocidad de operación

La velocidad de circulación del vapor a través del plato debe estar comprendida entre los límites superior e inferior. Así, es habitual tratar que esta velocidad esté comprendida en el siguiente intervalo:

$$v = (0,75 - 0,85) v_F \quad (\text{AIII.2.3-1})$$

Una velocidad por debajo de ese intervalo no es deseable desde el punto de vista de la transferencia de materia, ya que podrían no alcanzarse gotas lo suficientemente pequeñas para tener una superficie de transferencia óptima; y el grado de turbulencia podría ser bajo, con lo que aumentan los espesores de la capa límite. Por su parte, una velocidad por encima del intervalo estaría demasiado cerca de la inundación, de forma que cualquier fluctuación podría llevar a la inundación.

2.4. Área neta y área total

Fijada la velocidad del vapor, se determina el área neta.

$$A_{neta} = \frac{Q_{vapor}}{v}; \quad Q_{vapor} = \frac{V'}{\rho_V} \quad (\text{AIII.2.4-1})$$

Esta, a su vez, es igual a:

$$A_t = A_n + 2A_v \quad (\text{AIII.2.4-2})$$

Siendo el área total el valor que nos da el diámetro de la columna. En función de la relación W/T (longitud de vertedero-diámetro de columna), se determina la relación A_v/A_t mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{A_v}{A_t} = \frac{\arcsen\left(\frac{W}{T}\right)}{180} - \frac{\left(\frac{W}{T}\right)\sqrt{1-\left(\frac{W}{T}\right)^2}}{\pi} \xrightarrow{W/T=0,7} \frac{A_v}{A_t} = 0,0877$$

El valor habitual recomendado (referencia [x]) es 0,7. Volviendo al área total:

$$A_t = A_n + 2 \cdot 0,0877 \cdot A_t \rightarrow A_t = \frac{A_n}{1 - 2 \cdot 0,0877}$$

2.5. Resto de dimensiones características

Una vez definido el diámetro del plato, éste debe elegirse en base al valor comercial más próximo, teniendo en cuenta que este valor debe permitir que la velocidad del vapor esté entre los límites establecidos. El diámetro comercial se elige de la siguiente tabla:

in	12	14	16	18	20	22	24	26
mm	0,305	0,356	0,406	0,457	0,508	0,559	0,610	0,660
in	28	30	32	34	36	38	40	42
mm	0,711	0,762	0,813	0,864	0,914	0,965	1,016	1,067
in	48	54	60	66	72	78	84	90
mm	1,219	1,372	1,524	1,676	1,829	1,981	2,134	2,286
in	96	102	108	114	120	126	132	138
mm	2,438	2,591	2,743	2,896	3,048	3,200	3,353	3,505

Tabla AIII.2.5-1. Diámetros comerciales de recipientes de pequeña y mediana capacidad.

Establecido el diámetro, se recalculan las áreas, como sigue:


- $A_t = \frac{\pi}{4} D_{comercial}^2$
- $A_v = 0,0877 \cdot A_t$
- $A_n = A_t - 2A_v$
- $v = \frac{Q_{vapor}}{A_t}$
- Área activa: de la tabla

Diámetro de la torre		$\frac{A_a}{A_t}$
m	ft	
1	3	0.65
1.25	4	0.70
2	6	0.74
2.5	8	0.76
3	10	0.78

Tabla AIII.2.5.2-1. Área activa típica.

- Para el área de orificio: $\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2$
- Para el número de orificios: $\left. \begin{matrix} A_{1,o} = \frac{\pi}{4} D_{1,o}^2 \\ A_o \end{matrix} \right\} n_o = \frac{A_o}{A_{1,o}}$

3. Cálculo de dimensiones

Área activa (A_a)				
Relaciones A_a/A_t				
T (m)		A_a/A_t		
Interpolación	2,5	0,76	A_t (m ²)	5,909
	2,743	0,776		A_a (m ²)
	3	0,78		4,58

Cálculos:

$$p' = 3,75 \cdot d_o = 0,0169 \text{ m}$$

$$T = \sqrt{4 \frac{A_t}{\pi}} = \sqrt{4 \frac{5,909 \text{ m}^2}{\pi}} = 2,721 \text{ m} \xrightarrow{\text{Diámetro comercial}} T' = 2,743 \text{ m}$$

$$x = 0,3562 \cdot T' = 0,977 \text{ m}$$

$$Z = 2 \cdot x = 1,954 \text{ m}$$

4. Primeras comprobaciones

4.1. Lloriqueo

Datos necesarios					
Archivo "Propiedades"		Hoja "Plato"			
σ (N/m)	μ_m (Ns/m ²)	d_o (m)	e (m)	T' (m)	Z (m)
0,0106	8,026E-06	0,0045	0,00194	2,743	
ρ_v (kg/m ³)	ρ_L (kg/m ³)	A_a (m ²)	p' (m)	x (m)	1,954
6,543	589,95	4,585	0,0169	0,977	

"Término i"	Cada uno de los términos entre paréntesis a la derecha de la igualdad
-------------	--

"Término 1"	"Término 2"	Derecha	g_c (S.I.) = 1 m/s ²
0,0029	0,781	7,01E-05	
"Término 3"	Exponente	v_{vm} (m/s)	
4957,52	0,0345	0,093	

4.2. Carga en vertedero

La siguiente gráfica indica la máxima carga permisible del vertedero en función del espaciamiento entre platos [14]:

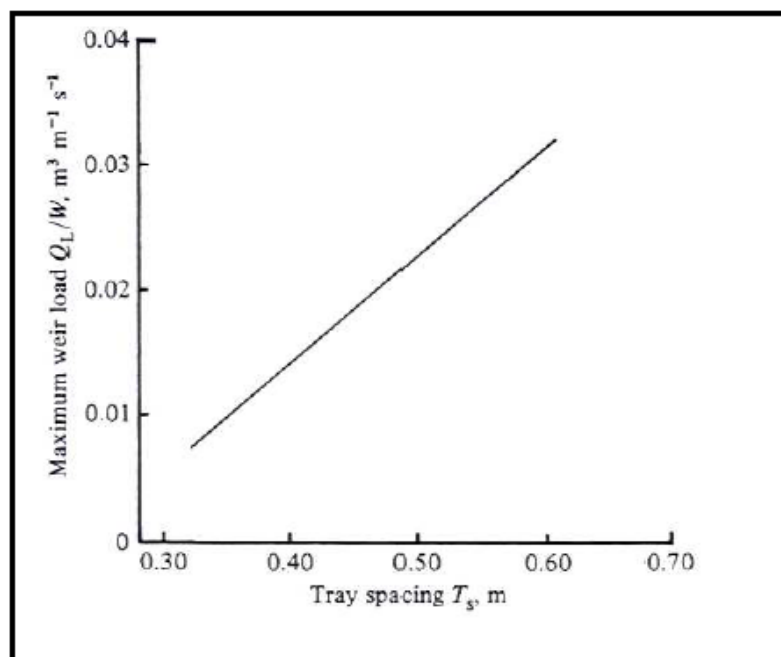


Figura AIII.4.2-1. Máxima carga recomendada en el vertedero.

Para un valor de $t_p = 0,6$ m, el gráfico adjunto establece que la carga máxima en el vertedero, Q_L/W ha de ser $0,031 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{s}$. Si se comprueba esta limitación, se tiene:

$$\frac{Q_{L'}}{W} = \frac{0,038 \text{ m}^3/\text{s}}{0,977 \text{ m}} = 0,039 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{s} > 0,031 \rightarrow \text{Supera esta limitación}$$

Se calcularán las pérdidas de carga para verificación final del correcto funcionamiento de la columna.

4.3. Carga de líquido

Se establece que para platos de flujo transversal en un solo paso, el flujo de líquido, $Q_L/T < 0,015 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{s}$, donde lo verificamos:

$$\frac{Q_{L'}}{T'} = \frac{0,038 \text{ m}^3/\text{s}}{2,743 \text{ m}} = 0,014 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{s} < 0,015$$

4.4. Arrastre por espuma

El parámetro que determinará el grado de importancia de este efecto será el arrastre fraccional, E el cual vendrá dado por la siguiente gráfica [14].

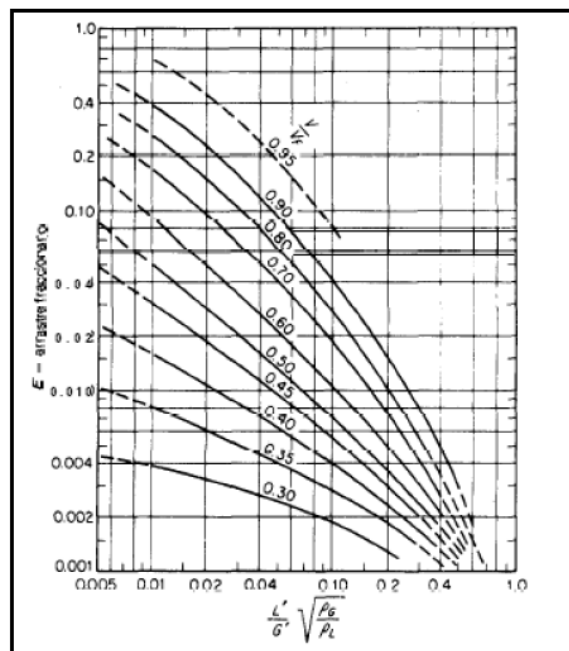


Figura AIII.4.4-1. Determinación del arrastre por espuma.

Teniendo en cuenta que $PF = 0,164$ y $v/v_F = 0,85$; resulta que **E = 0,015**. Pueden considerarse pequeños valores inferiores a 0,04; por lo que supera esta comprobación.

5. Pérdidas de carga

Debido a la diferencia de presión que existe entre el nivel del líquido en el plato y en el vertedero, se va a producir un retroceso de líquido que, si es muy elevado, puede superar el nivel del plato superior e inundar la columna. Las diferentes alturas de líquido que se van a tener en cuenta van a ser:

- Altura de rebosadero o vertedero, h_w
- Altura de la cresta de líquido sobre el vertedero, h_c
- Gradiente de nivel de líquido dentro del plato, desde el punto de entrada hasta la salida, Δ
- Retroceso en el vertedero por encima del nivel de líquido, h_B

Considerando que este nivel va a aumentar como consecuencia de las burbujas de vapor que van con el líquido, para un buen funcionamiento de la columna se exige que:

$$h_w + h_c + \Delta + h_B \leq \frac{t}{2} \quad (\text{AIII.5-1})$$

Calculamos los distintos parámetros antes mencionados:

Altura de rebosadero o vertedero

$$h_w = \frac{t_p}{10} = 0,06 \text{ m}$$

Altura de cresta de líquido sobre el vertedero

	1. Suponer un valor de W_{ef}
Proceso	2. Calcular h_c con (ec.2)
iterativo	3. Calcular h_c con (ec.3)
	4. Buscar convergencia

$$(ec.1) \quad h_c = 0,667 \left(\frac{Q_L}{W_{ef}} \right)^{2/3} \left(\frac{W_{ef}}{W} \right)^{2/3}$$

$$(ec.2) \left(\frac{W_{ef}}{W} \right)^2 = \left(\frac{T}{W} \right)^2 - \left[\left(\frac{T^2}{W^3} - 1 \right)^{1/2} + \frac{2h_c}{T} \left(\frac{T}{W} \right) \right]^2$$

El valor de h_c será obtenido a partir de un método iterativo: se supone un valor $h_{c,sup}$ inicial (por ejemplo, la mitad de la altura del vertedero), se calcula la relación W_{ef}/W mediante ec.2 y se sustituye en la ec1., obteniéndose un valor de h_c que se compara con el supuesto, $h_{c,sup}$. Si no coinciden, se supone como valor inicial el último calculado, y así sucesivamente.

Datos		W_{ef} supuesto (m)	1,8076
$Q_L' \text{ (m}^3\text{s}^{-1})=L'$	0,042		
$T \text{ (m)}$	2,743		
$W \text{ (m)}$	1,920		

↓
Celda a cambiar

Calculo de h_c a partir de (ec.1)		
$(Q_L/W_{ef})^{2/3}$	0,081	
$(W_{ef}/W)^{2/3}$	0,961	
$h_c \text{ (m)}$	0,052	⇒ Celda a cambiar

Calculo de h_c a partir de (ec.2)			Error Absoluto
(W_{ef}/W)		0,941	0,0000
$[(T/W)^2 - (W_{ef}/W)^2]^{0,5}$		1,075	debe ser 0
$[(T^2/W^2) - 1]^{0,5}$		1,02	
$h_c \text{ (m)}$		0,05	

Nota: El valor de W_{ef} es el buscado para la convergencia.

Finalmente resulta una altura de la cresta de líquido sobre el vertedero de $h_c = 0,05 \text{ m}$.

Gradiente de nivel de líquido dentro del plato

Puede considerarse despreciable, $\Delta = 0$

Altura del vertedero

Necesitamos considerar (despreciando la pérdida de carga en el vertedero) la diferencia de presiones del líquido al acceder al plato, h_E y al de vapor entre plato y plato, h_{vap} :

$$\boxed{h_B = h_E + h_{VAP}} \quad (AIII.5-2)$$

Calculamos cada uno de estos términos

a) Pérdida de presión del líquido al acceder al plato bajo el vertedero

$$\boxed{h_E = \frac{3}{2g} \left(\frac{Q_L}{A_{da}} \right)^2} \quad (AIII.5-3)$$

donde A_{da} es la menor de dos áreas, el área del vertedero, A_v y el área libre entre el vertedero y el plato, A_L . Con respecto a esta última área, se considera que el faldón del vertedero se coloca a una altura del plato de $h_w - 0,025$ m, por lo que:

$$\boxed{A_L = (h_w - 0,025)W} \quad (AIII.5-4)$$

Así, a partir de la expresión anterior, se calcula A_L y posteriormente, mediante el criterio citado, se obtiene el valor de A_{da} , es decir

$$A_L = (0,06 \text{ m} - 0,025) 1,92 \text{ m} = 0,067 \text{ m}^2 < A_v = 0,518 \text{ m}^2$$



$$A_{da} = A_L = 0,067 \text{ m}^2$$

$$h_E = \frac{3}{2 \cdot 9,81 \text{ m/s}^2} \left(\frac{0,042 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,067 \text{ m}^2} \right)^2 = 0,0596 \text{ m}$$

b) Pérdida de presión del vapor entre plato y plato

Éste término será contribución de varios efectos: la pérdida de carga en plato seco, h_D ; la pérdida de carga asociada al atravesar el líquido y la espuma, h_L ; y la pérdida de carga residual debida a superar la tensión superficial, h_R :

$$h_{VAP} = h_D + h_L + h_R \quad (\text{AIII.5-5})$$

b.1) Para la estimación de h_D hay que considerar la caída de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción dentro del pequeño tubo que son las perforaciones y, finalmente, la pérdida a la salida; es decir,

$$h_D = \left(\frac{v_o^2}{C_o'} \right) \left(\frac{\rho_V}{2g\rho_L} \right) \quad (\text{AIII.5-6})$$

donde

v_o es la velocidad del vapor a través de las perforaciones:

$$v_o = \frac{Q_v}{A_o} = \frac{2,377 \text{ m}^3 / \text{s}}{4,585 \text{ m}^2} = 0,519 \text{ m/s}$$

C_o' es un coeficiente de orificio que depende del espesor del plato, siendo calculado con la siguiente expresión, válida para el rango $0,2 \leq e_p/d_o < 2$ y se calcula mediante la ecuación:

$$C_o' = 1,09 \left(\frac{d_o}{e_p} \right)^{0,25} = 1,09 \left(\frac{0,0045 \text{ m}}{0,0019 \text{ m}} \right)^{0,25} = 0,7$$

Tras estas operaciones intermedias, la ecuación para calcular h_D queda:

$$h_D = \left(\frac{(0,519 \text{ m/s})^2}{0,7} \right) \left(\frac{6,54 \text{ Kg/m}^3}{2 \cdot 9,81 \cdot 589,95 \text{ Kg/m}^3} \right) = 0,052 \text{ m}$$

b.2) La caída de presión generada al circular el vapor a través del líquido y la espuma se calculará con la siguiente expresión:

$$h_L = 6,1 \cdot 10^{-3} + 0,725 \cdot h_w - 0,238 \cdot h_w \cdot v_a \cdot \rho_V^{0,5} + 1,225 \frac{Q_L}{z} = 0,052 \text{ m}$$

b.3) La caída de presión del gas residual es, principalmente, el resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una perforación. La expresión propuesta se obtiene a partir de un balance de la fuerza necesaria para vencer la tensión superficial:

$$h_R = \frac{6\sigma g_c}{\rho_L d_o g} = 2,45 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

Entonces, se dice que $h_{\text{vap}} = 0,105 \text{ m}$ y $h_B = 0,165 \text{ m}$.

Finalmente, se comprobará el correcto funcionamiento del plato, en base a la caída de presión en el mismo, con el uso de la desigualdad:

$$h_{\text{Total}} = 0,277 \text{ m} < 0,3 \text{ m}$$


Dado que se ha verificado el buen diseño del plato 1, se puede dar por concluido la totalidad del diseño hidráulico de dicho plato.

6. Recopilación de resultados para el plato 9

Lloriqueo

Datos necesarios					
Archivo "Propiedades"		Hoja "Plato"			Z (m)
σ (N/m)	η_m (Ns/m ²)	d_o (m)	e (m)	T' (m)	
0,0070	7,9E-06	0,0045	0,0019	2,743	1,954
ρ_v (kg/m ³)	ρ_L (kg/m ³)	A_a (m ²)	p' (m)	x (m)	
6,185	590,78	4,587	0,0169	0,977	

"Término 1"	"Término 2"	Derecha
0,0035	0,781	8,32E-05
"Término 3"	Exponente	v_{vm} (m/s)
4957,52	0,034	0,073

Área activa (A _a)				
Relaciones A _a /A _t				
T (m)	A _a /A _t			
Interpolación	2,5	0,76	A _t (m ²)	5,909
	2,743	0,776		A _a (m ²)
	3	0,78		4,584

Carga en vertedero

$$\frac{Q_L}{W} = \frac{0,015 \text{ m}^3 / s}{0,977 \text{ m}} = 0,015 \text{ m}^3 / m \cdot s < 0,031$$

Carga de líquido

$$\frac{Q_L}{T'} = \frac{0,015 \text{ m}^3 / s}{2,743 \text{ m}} = 0,006 \text{ m}^3 / m \cdot s < 0,015$$

Arrastre por espuma

Teniendo en cuenta que $PF = 0,1$ y $v/v_F = 0,72$; resulta que $E = 0,025$. El cual puede resultar pequeño, por lo que supera esta limitación.

Pérdidas de carga

Altura de rebosadero o vertedero

$$h_w = 0,075 \text{ m}$$

Altura de cresta de líquido sobre el vertedero

Calculo de h_c a partir de (ec.1)	
$(Q_L/W_{ef})^{2/3}$	0,043
$(W_{ef}/W)^{2/3}$	0,980
h_c (m)	0,028

⇒ Celda objetivo

W_{ef} supuesto (m)	1,8614
---	--------

⇒ Celda a cambiar

Calculo de h_c a partir de (ec.2)		Error Absoluto
(W_{ef}/W)	0,969	0,0000
$[(T/W)^2 - (W_{ef}/W)^2]^{0,5}$	1,049	debe ser 0
$[(T^2/W^2) - 1]^{0,5}$	1,020	
h_c (m)	0,028	

Por tanto, finalmente resulta una altura de la cresta de líquido sobre el vertedero de $h_c = 0,028 \text{ m}$.


Gradiente de nivel de líquido dentro del plato

Puede considerarse despreciable, $\Delta = 0$

Altura del vertedero

Calculamos cada uno de estos términos

a) Pérdida de presión del líquido al acceder al plato bajo el vertedero

A_L (m ²)	W (m)	h_W (m)	A_v (m ²)		A_L es menor	L' (m ³ /s)	h_E (m)
			0,518				0,0045
			A_L (m ²)				
	1,9201	0,075	0,096			0,016	

b) Pérdida de presión del vapor entre plato y plato

				h_D (m)	0,055
				h_L (m)	0,053
h_{VAP} (m)	0,108			h_R (m)	1,6E-05

d₀ (m)	0,0045	e/d₀	0,43			C'	0,7
e (m)	0,0019						
A_O/A_a	0,064	A₀ (m²)	0,296	A_O/A_t	0,050		
A_a (m²)	4,585						
		A_t (m²)	5,909				

v_a (m/s)		z		h_L
V (kmol/día)	Q_v (m ³ /día)	W (m)	T' (m)	A_a (m ²)
13482,5	217276,279	1,920	2,743	4,585
ρ_v (kg/m ³)	Q_v (m ³ /s)	z		h_W (m)
6,185	2,51477175	2,332		0,075
$M_{promedio}$	v_a (m/s)			h_L (m)
99,68	0,546			0,0448

σ_m (N/cm)	ρ_L (kg/m ³)	d_0 (m)	h_R (m)
6,96E-05	590,78	0,0045	1,6E-05

Finalmente, se comprobará el correcto funcionamiento del plato, en base a la caída de presión en el mismo, con el uso de la desigualdad:

$$h_{\text{Total}} = 0,215 \text{ m} < 0,3 \text{ m}$$

7. Recopilación y comprobación del diseño hidráulico

Para comprobar la validez del diámetro dentro de cada zona de la columna, se muestran los resultados que se necesitan conocer para saber si el plato diseñado es válido para toda la columna.

Así, comprobamos el plato número 1 (primero de la torre), y número 10 (primero de la zona de agotamiento).

Para el plato 1 (primero de la columna)

- Diámetro: 2,544 m – el comercial más próximo es 2,591 m – si trabajamos a 2,743 m, $v/v_f = 0,70$; se prefiere aumentar el diámetro hasta 2,743 m para constancia de diámetro
- La velocidad de lloriqueo es 0,074 m/s; un 18% de la real del vapor. Se admite que el lloriqueo es escaso
- La de inundación es 0,585 m/s
- La carga de líquido es 0,005 m³/s, siendo el límite 0,015 m³/s
- La carga de vapor es 0,014 m²/s, siendo el límite 0,028 m²/s
- $E = 0,02$, siendo el límite para considerar arrastre excesivo 0,04
- **Cumple estos requisitos**

- Pérdidas de carga: Las totales son 0,213 m, siendo 0,3 m límite.

- **Conclusión:** vale el plato diseñado para toda la zona de rectificación

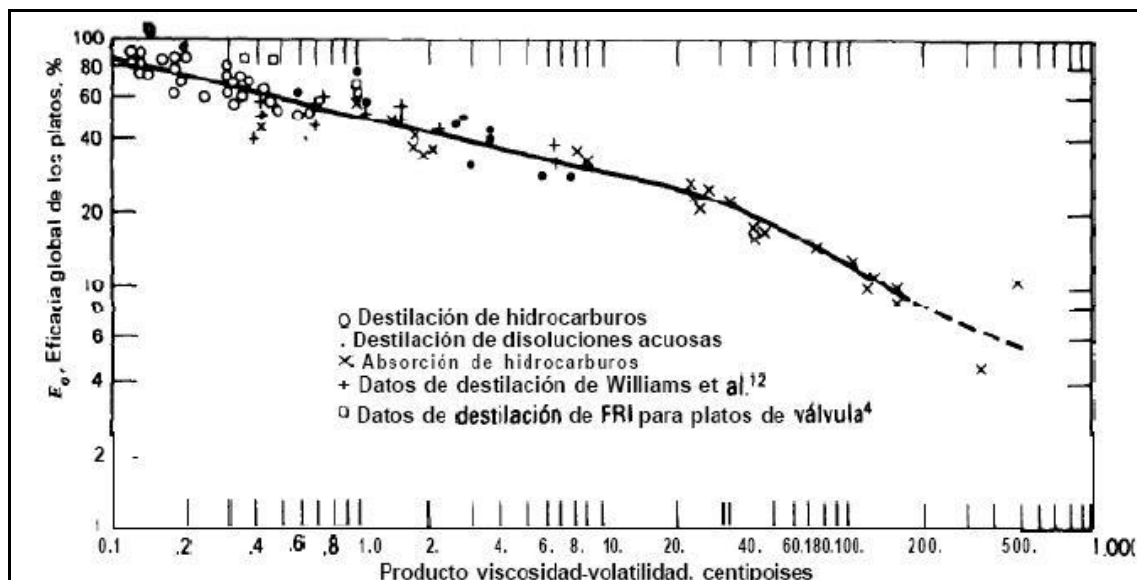
Para el plato 10 (primero de agotamiento)

- Diámetro: 2,643 m – el comercial más próximo es 2,743 m – si trabajamos a 2,743 m, $v/v_f = 0,78$
- La velocidad de lloriqueo es 0,094 m/s; un 22% de la real del vapor
- La de inundación es 0,545 m/s
- La carga de líquido es 0,013 m³/s, siendo el límite 0,015 m³/s
- La carga de vapor es 0,014 m²/s, siendo el límite 0,028 m²/s
- $E = 0,015$ siendo el límite para considerar arrastre excesivo 0,04
- **Cumple estos requisitos**

- Pérdidas de carga: Las totales son 0,269 m, siendo 0,3 m límite.
- **Conclusión:** vale el plato diseñado para toda la zona de agotamiento
Toda la columna con el mismo tipo de plato y las mismas dimensiones.

8. Eficacia global de la columna

Se necesita conocer la eficacia global para determinar el número de platos reales (NPR). Se empleará la *gráfica de O'Connell* [6]:



Se precisa conocer:

- La viscosidad del líquido (en cP) media entre cabeza y cola:

En plato 15	En plato 1	Media
μ (cP)	μ (cP)	μ (cP)
0,193	0,192	0,1925

- La volatilidad relativa entre los componentes clave media entre cabeza y cola:

Volatilidad relativa de los 2 clave					
Clave	$(K_{i,T,P})_1$	$(\alpha_{LK,HK})_1$	$(K_{i,T,P})_{15}$	$(\alpha_{LK,HK})_{15}$	Media
N-hexano	2,084	1,943	2,328	1,908	$\alpha_{LK,HK}$
N-heptano	1,073		1,220		1,925

El producto entre ambas da: 0,371 cP. Leyendo en la gráfica, con los puntos para hidrocarburos (nuestro sistema se compone de hidrocarburos) se tiene que:

$$\text{Eficacia global } (E_G) = 0,6$$

Se ha sido conservador en la lectura. Los platos reales resultan:

$$\left. \begin{array}{l} Ag : NPT = 9 \rightarrow NPR = \frac{NPT}{0,6} \rightarrow NPR_A = 10 \\ R : NPT = 6 \rightarrow NPR = \frac{NPT}{0,6} \rightarrow NPR_R = 15 \end{array} \right\} \underline{NPR = 25}$$

ANEXO IV

Diseño mecánico de la columna

Índice del Anexo IV. Diseño mecánico de la columna

1. Introducción	232
2. Cálculo del espesor de la columna	235
2.1. Presión interna	235
2.2. Carga por viento	238
2.3. Espesor de la carcasa	242
2.4. Selección de fondos y cálculo de su espesor	243
2.4.1. Tipo de fondo y características generales	243
2.4.2. Cálculo del espesor de los fondos	243
2.4.2.1. Presión interna	244
2.4.2.2. Presión del viento	244
2.4.2.3. Espesor resultante	245
2.5. Espesor del termoaislante y acabado	245
2.6. Diámetros exteriores definidos	246
3. Diseño del espesor del faldón	247
3.1. Carga por viento	249
3.2. Carga por peso de la columna	250
3.2.1. Peso de la armadura	251
3.2.2. Peso del agua de prueba	253
3.2.3. Peso total del sistema lleno de agua	253
3.2.4. Espesor del faldón por peso de la torre	254
3.3. Espesor total del faldón	254
4. categoría de la columna	254

Anexo IV. Diseño mecánico de la columna

1. Introducción

El objetivo principal del diseño mecánico es determinar los espesores de la columna (y consecuentemente, definir los diámetros internos y externos de la misma) y del faldón, que será la unidad de soporte, como quedará justificado. Antes de centrarnos en el cálculo de cada uno de ellos, se comentarán determinados aspectos o términos del diseño mecánico:

- **Código de construcción**

Código ASME, Sección VIII, División 1: Recipientes a Presión.

- **Corrosión (C)**

Los recipientes o partes de los mismos que estén sujetos a corrosión, erosión o abrasión deben tener un margen de espesor para lograr la vida deseada, aumentando convenientemente el espesor del material respecto al determinado por las fórmulas de diseño, o utilizando algún método adecuado de protección.

En el caso actual, como acción de seguridad se considerará un margen de espesor debido a la corrosión. Éste será establecido en función de dos criterios [8]:

- La vida deseada de un recipiente es una cuestión económica. Los recipientes principales o mayores se diseñan generalmente para una vida larga de servicio (15-20 años), mientras que los secundarios o menores para períodos más cortos (8-10 años).
- Un desgaste por corrosión de 5 milésimas de pulgada por año (1/16 de pulgada en 12 años) generalmente es satisfactorio para recipientes y tuberías.

Según esto, se estimará para la columna de destilación un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in, con lo que queda un margen de:

$$F = 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,5 \text{ mm}$$

- **Eficiencia de la soldadura (E)**

La unión entre las virolas que constituyen la envolvente de las columnas de destilación (y de otros recipientes, tales como tanques de almacenamiento o acumuladores de reflujo) se realiza por medio de la soldadura, y ésta representa una discontinuidad dentro del trazado de chapa que puede producir una insatisfacción local de las tensiones a las que se encuentra sometido el material. Esta razón, junto con la posibilidad de producirse defectos en la realización de la soldadura, y el calentamiento y enfriamiento al que está sometida la zona próxima a la soldadura, dan pie a considerar la zona de soldadura como debilitada.

Teniendo en cuenta este hecho, en el cálculo de los recipientes en general se introduce una reducción en la tensión máxima admisible (S), multiplicando ésta por un coeficiente denominado eficiencia de la soldadura, E, cuyo valor varía de acuerdo a la soldadura y los controles efectuados sobre ella. Los valores de E para cada caso se recogen en la norma UW-12 del Código ASME-VIII-1, que se muestran en la figura AIII.1-1.

Se va a considerar la siguiente situación:

- Tipo de junta: junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar.
- Control: examinar por zonas.

Resulta un valor de **E = 0,80**.

No se añade ninguna indicación especial.

Téngase en cuenta que si se decide en algún momento de la vida útil del equipo realizar una inspección de mejores características (radiografía, ultrasonidos), el valor de la eficiencia seleccionado da un margen de seguridad adecuado.

- **Espesor resultante**

El espesor comercial seleccionado debe ser aquél que permita cumplir simultáneamente con las tres solicitudes anteriores. Por tanto, se tiene que:

$$t_{columna} = t_{pi} + t_{viento} + C \text{ (AIII.1-1)}$$

Por otra parte, habrá que comprobar si el espesor de los fondos es mayor al de la carcasa cilíndrica. Se tendrán en cuenta las mismas solicitaciones sobre los fondos







TIPOS DE JUNTAS SOLDADAS				
TIPOS NORMA UW-12		EFICIENCIA DE LA JUNTA, E Cuando la junta es:		
		a. Radiogra- fiada total- mente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
1	 <p>Juntas a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza. Si se emplea placa de respaldo, debe quitarse ésta después de terminar la soldadura.</p>	1.00	0.85	0.70
2	 <p>En juntas circunferenciales únicamente</p> <p>Junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar.</p>	0.90	0.80	0.65
3	 <p>Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo</p>	—	—	0.60
4	 <p>Junta a traslape de doble filete completo</p>	—	—	0.55
5	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo con soldaduras de tapón</p>	—	—	0.50
6	 <p>Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón</p>	—	—	0.45

Figura AIV.1-1. Tipos de juntas soldadas

2. Cálculo del espesor de la columna

El primer paso consiste entrar en el estudio del espesor de la carcasa cilíndrica, incluyendo el fondo y cabezal.

Para el cálculo del espesor requerido de la torre se ha estimado los esfuerzos inducidos por las cargas combinadas de presión interna y presión del viento (se ha supuesto que las cargas de viento y de sismo no ocurren simultáneamente y, se ha considerado la carga por viento como dominante). En relación al peso de la columna, se ha decidido obviarlo ya que, de manera general, la compresión debida a éste es insignificante y no es de carácter controlador [8].

Respecto a los fondos (se empleará este término para referirse a cabeza y cola), se selecciona el tipo adecuado en base a los criterios que se muestran en el apartado correspondiente.

Cabe indicar que toda la columna presentará un espesor constante, por lo que no habrá que diferenciar entre agotamiento y rectificación.

2.1. Carga por presión interna

Se calculará el espesor requerido para soportar las cargas debidas a presión interna en los fondos de la columna. La ecuación de diseño resulta [8]:

$$t_{pi} = \frac{P_D R}{SE - 0,6P_D} \quad (\text{AIV.2.1-1})$$

- Donde: $\left\{ \begin{array}{l} t_{pi}: \text{Espesor carcasa cilíndrica por presión interna} \\ R: \text{Radio carcasa} \\ S: \text{Tensión admisible del material de construcción} \\ E: \text{Eficiencia de la junta soldada} \\ P_D: \text{Presión de diseño} \end{array} \right.$

Ecuación válida si: $t < \frac{R}{2}$.

La limitación se conocerá a calcular el espesor.

Se precisa, pues, de los siguientes datos:

- Presión de operación: 2 atm (202.650 Pa = 2,07 kg/cm²) (Anexo II).
- Tipo de material: Éste será, tanto para los platos como para toda la envolvente, acero inoxidable SA-240 Gr. 316. Se precisa de un acero inoxidable dadas las características corrosivas del n-hexano, n-heptano y n-octano.
- Espesor mínimo de pared (t_{\min}): Bien por norma o código, por requerimientos de transporte, etc., se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. El espesor calculado con la ecuación (AV.2.1-1), en caso de ser inferior al mínimo, deberá ajustarse a éste, que será el mayor de los siguientes valores:

- Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} = 2,5 + F = 2,5 + 2,54 = 5,04 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros inoxidables):

$$t_{\min} = 3 + C = 3 + 2,54 = 5,54 \text{ mm}$$

- Por lo que nos quedamos con **$t_{\min} = 5,54 \text{ mm}$**

- Presión de diseño, P_D : Se fijará como la mayor de (la presión debe introducirse en kg/cm²):

a) $P_D = 1,1 \cdot (\text{presión máxima de operación}) = 1,1 \cdot 2,07 = 2,27 \text{ Kg/cm}^2$

b) $P_D = \text{Presión máxima de operación} + 2 = 2,07 + 2 = 4,07 \text{ Kg/cm}^2$

c) $P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$

Por lo que nos quedamos con:

$$P_D = 4,07 \text{ Kg/cm}^2 = 3,94 \text{ atm} = 399.247 \text{ Pa}$$

Se debe aclarar una consideración realizada. Estrictamente, como presión máxima de operación se ha de tomar la presión de trabajo más la presión debida a la columna de líquido. Teniendo en cuenta que en el interior de la torre de fraccionamiento no existe una columna de líquido continua y que la que hay entre plato y plato sólo ocupa una pequeña fracción del diámetro de dicha torre, únicamente tendría mención de columna real de líquido la presente en el fondo del interior. Dado que la altura de ésta es inferior a un metro (es decir, genera una presión

próxima a 0,05 atm) y que el carácter del cálculo de la presión de diseño es altamente conservador, se ha decidido despreciar el segundo término de la presión máxima de operación.

- Temperatura de diseño (T_D)

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20\text{ }^{\circ}\text{C}$$

La temperatura máxima de operación en la columna tiene lugar en las proximidades del plato 1, es de 135 °C, correspondiente a la del vapor procedente del calderín. Así, la temperatura de diseño será:

$$T_D = 135 + 20 = 155\text{ }^{\circ}\text{C} = 311\text{ }^{\circ}\text{F}$$

- Tensión máxima admisible (S): Los recipientes a presión se calculan con unos espesores de pared capaces de soportar sin deformación la presión a la que se verán sometidos, es decir, la presión a la que trabaja el material sea inferior a la máxima tensión admisible del mismo.

Esta tensión máxima admisible depende de las características del material y del coeficiente de seguridad que se adopte, variando con la temperatura. Tal dependencia se recoge en las tablas de materiales del “Código ASME II. Especificaciones de materiales”. Para carcasas de SA-240 Gr.316 sometidas a una temperatura de hasta 400 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 311 °F),

Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp., °F (7)											
						Tensile	Yield	100	200	300	400	500	600						
Stainless Steel (3) (4) (Cont'd) Plates and Sheets (Cont'd)																			
16Cr-12Ni-2Mo	A 240	8	316	(26)(28)(36)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	19.3	17.9	17.0						
18Cr-13Ni-3Mo	A 240	8	317	(26)(28)(36)	-325														
Basic Allowable Stress S, ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)																			
650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	Grade	Spec. No.
Stainless Steel (3) (4) (Cont'd) Plates and Sheets (Cont'd)																			
16.7	16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	15.4	15.3	14.6	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	316	A 240
																		317	A 240

Figura AIV.2.1-1. Tensiones máximas admisibles para SA-240 Gr.316 (en psi).

Resulta que:

$$S = 19.300\text{ psi} = 133,1\text{ MPa}$$

- Radio (R). Se tomará el diámetro de plato, que es 2,743 m.

$$R = 1,372 \text{ m}$$

• Solución

Con los datos obtenidos y la ecuación AIV.2.1-1:

$$t_{p,i} = \frac{P_D \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D} = \frac{(399.247 \text{ Pa}) \cdot \left(\frac{2,743 \text{ m}}{2}\right)}{(133,110^6 \text{ Pa}) \cdot (0,80) - (0,6) \cdot (399.247 \text{ Pa})} = 5,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$t_{p,i} = 5,2 \text{ mm} \rightarrow \underline{t_{p,i} = 5,54 \text{ mm}}$$

Esa expresión permite el cálculo de la costura circunferencial que resulta ser el mayor, frente al otro tipo de costura existente, la longitudinal (referencia [8]). Para comprobarlo, se calcula este último:

$$t_{p,int} = \frac{P_D \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P_D} = \frac{(399.247 \text{ Pa}) \cdot \left(\frac{2,743 \text{ m}}{2}\right)}{2 \cdot (133,110^6 \text{ Pa}) \cdot (0,80) + 0,4 \cdot (399.247 \text{ Pa})} = 2,6 \text{ mm}$$

Efectivamente, domina la costura circunferencial, por lo que resulta un espesor por presión interna de **5,2 mm**.

- Comprobación de la limitación de la ecuación (AIV.2.1-1)

$$\left. \begin{array}{l} t = 5,2 \text{ mm} \\ \frac{R}{2} = \frac{1,3715}{2} = 686 \text{ mm} \end{array} \right\} t < \frac{R}{2} \rightarrow \text{Ecuación válida}$$

2.2. Carga por viento

Al igual que la presión interna, el viento produce unas tensiones en las paredes del recipiente que pueden llevar a la inestabilidad mecánica del mismo. Por tal motivo, se ha calculado el espesor requerido para soportar los esfuerzos generados como consecuencia de las cargas del viento.

Las expresiones a utilizar son las siguientes:

$$t_{viento} = \frac{12M_T}{R^2 \pi S E} \quad (\text{AIV.2.2-1})$$

- Donde: t_{viento} : Espesor carcasa cilíndrica por carga por viento
 R : Radio medio del recipiente (igual a radio carcasa, por ser constante)
 S : Tensión admisible del material de construcción
 E : Eficiencia de la junta soldada
 M_T : Momento flector a la altura considerada

$$V = P_w \cdot D \cdot H \quad P_w = q_s \cdot C_q \cdot C_e$$

$$M = P_w \cdot D \cdot H \cdot h = V \cdot h \quad M_T = M - h_T (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D \cdot h_T)$$

- Donde: V : Esfuerzo cortante total
 D : Diámetro considerado (el interno)
 H : Altura de la columna
 h : Mitad de la altura de la columna
 P_w : Presión debida al viento (apartado siguiente)
 h_T : Altura considerada
 M : Momento flector máximo (en la base)

A continuación se evalúan cada uno de los términos [8].

• Presión del viento.

$$P_w (\text{lb/ft}^2) = q_s \cdot C_q \cdot C_e \text{ (AIV.2.2-2)}$$

- q_s : Es la presión de estancamiento del viento a la altura estándar de 30 pies tal como fue tabulada. Su valor viene puesto por la velocidad básica del viento (mph) en la siguiente tabla:

Velocidad básica del viento, mph	70	80	90	100	110	120	130
Presión q_s , lb/pie ²	13	17	21	26	31	37	44

Figura AIV.2.2-1. Valores de la presión de estancamiento del viento

Introduciendo un margen de seguridad importante, se considerará una velocidad de 80 mph (aprox. 130 Km/h), que da lugar a:

$$q_s = 17 \text{ lb/ft}^2$$

El máximo histórico de velocidad del viento en la zona de construcción de la torre aparece recogido como 105 km/h.

- C_q : Coeficiente de presión o factor de forma, que depende, fundamentalmente, de la geometría de la torre:

C_q = Coeficiente de presión (factor de forma):	
Torres cuadradas o rectangulares	1.4
Torres hexagonales u octagonales	1.1
Torres redondas o elípticas	0.8
(Si hay cualquier equipo conectado a la torre, se recomienda incrementar C_q hasta 0.9 para recipientes cilíndricos.)	

Figura AIV.2.2-1. Valores del coeficiente de presión.

Ya que la torre es cilíndrica y tiene conectada diversos equipos tales como calderín, aerorrefrigerante y acumulador de reflujo (aunque no se diseñen), el valor apropiado es:

$$C_q = 0,9.$$

- C_e : Altura combinada, exposición y coeficiente del factor por ráfagas, que viene determinado por la altura de la zona analizada y el tipo de exposición, a partir de la tabla adjunta:

Altura sobre el piso, pies	Coeficiente C_e	
	Exposición C	Exposición B
0- 20	1.2	0.7
20- 40	1.3	0.8
40- 60	1.5	1.0
60-100	1.6	1.1
100-150	1.8	1.3
150-200	1.9	1.4
200-300	2.1	1.6
300-400	2.2	1.8

La exposición C representa la más severa, en terreno plano y generalmente abierto, que se extiende media milla o más desde donde se localiza la torre. Las grandes plantas petroquímicas están en esta categoría. La exposición B es para un terreno en el cual hay construcciones, bosques o irregularidades en el suelo de 20 o más pies de altura que cubre 20 por ciento de área, extendiéndose una milla o más desde donde se ubica la torre.

Figura AIV.2.2-3. Valores del coeficiente del factor por ráfagas.

Para torres en refinería, cogemos el valor de:

$$C_e = 1,2$$

Teniendo estos valores, ahora si podremos calcular la presión de diseño del viento en la ecuación (AIII.2.2-2):

$$P_w = (17) \cdot (0,9) \cdot (1,2) = 18,36 \text{ lb/ft}^2 = \mathbf{879,38 \text{ Pa}}$$

- Altura total de la columna

Los términos que intervienen en la misma son:

- Altura suelo-fondo columna. Se ha tomado un valor de 2 metros, recomendado para columnas de altura similar a la que se va a tener.
- Altura fondo: En el apartado 2.4, se justifica la elección de fondos Klopper, cuya altura es 0,2 veces el diámetro interno.
- Altura faldilla. Se desprecia, por ser 3,5 veces el espesor para fondos Klopper (apartado 2.4).
- Distancia fondo Klopper-primer plato. Se tomará una distancia de separación de 1 m, para permitir que exista una zona en que se deposite el líquido, y otra en que pueda introducirse la columna de salida de líquido.
- Altura debida a los platos (y su espaciamento). Incluye la separación de 0,6 m entre el plato superior y el fondo superior, suficiente para la colocación de la tubería de reflujo.
- Altura cabezal Klopper

$$H_c = H_{\text{suelo-f, Kop}} + H_{f, \text{Kop}} + H_{f, \text{Kop-p}} + H_{\text{faldilla}} + NPR \cdot (t_p + e_p) + H_{f, \text{Kop}}$$

$$H_c = (2 \text{ m}) + (0,2 \cdot 2,743 \text{ m}) + (1 \text{ m}) + [25 \cdot (0,6 + 2 \cdot 10^{-3})] + (0,2 \cdot 2,743 \text{ m}) = 19,147 \text{ m}$$

La relación altura/diámetro (interno) es: $H_{\text{col}} / D_{\text{int}} = 19,147 / 2,743 = 6,98$.

- Momento cortante total (V)

$$V = P_w \cdot D_i \cdot H_i = (879,38)(2,743)(19,147) = \mathbf{46.184,66 \text{ N}}$$

- Momento flector máximo (M)

$$M = V \cdot h_i = (46.184,66 \text{ N}) \cdot (19,147/2) = \mathbf{442.153,50 \text{ N} \cdot \text{m}}$$

- Altura considerada (h_T): Se tomará la unión fondo-carcasa. Se selecciona esta por ser la zona de la columna más débil, y estar expuesta al mayor momento flector posible. La zona de unión carcasa-fondo superior también en un punto débil pero el momento es mucho menor, por lo que se admite que el espesor impuesto del estudio de la zona inferior cubre las necesidades en toda la columna.

$$h_T = H_{suelo-f, Kop} + H_{f, Kop} = (2 \text{ m}) + (0,2 \cdot 2,743 \text{ m}) = 2,549 \text{ m}$$

- Momento flector a una altura considerada (M_T)

$$\begin{aligned} M_T &= M - h_T (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D \cdot h_T) = \\ &= (442153,50) - (2,549 [(46184,66 - 0,5(879,36)(2,743)(2,549))]) \\ \mathbf{M_T} &= \mathbf{353.873,82 \text{ N}\cdot\text{m}} \end{aligned}$$

- **Solución** (AIII.2.1-1)

$$\begin{aligned} t_{viento} &= \frac{12 \cdot M_T}{R_p^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} = \frac{12 \cdot (353.873,82)}{\left(\frac{2,743}{2}\right)^2 \pi \cdot (133,1 \cdot 10^6) \cdot (0,8)} \rightarrow t_{viento} = 6,75 \cdot 10^{-3} \text{ m} \\ &\quad \underline{t_{viento} = 6,75 \text{ mm}} \end{aligned}$$

2.3. Espesor de la carcasa cilíndrica, t_{car}

- (AIII.1-1) $t_{car} = (5,54) + (6,75) + (2,5) \rightarrow t_{car} = 14,79 \text{ mm}$

A partir de la tabla de espesores comerciales [8],

in	1/16	3/32	3/16	1/4	5/16	3/8	7/16	1/2
mm	1,6	2,4	4,8	6,4	7,9	9,5	11,1	12,7
in	9/16	5/8	11/16	3/4	13/16	7/8	15/16	1
mm	14,3	15,9	17,5	19,1	20,6	22,2	23,8	25,4
in	1 1/16	1 1/8	1 3/16	1 1/4	1 5/16	1 3/8	1 7/16	1 1/2
mm	27,0	28,6	30,2	31,8	33,3	34,9	36,5	38,1

Tabla AIV.2.3-1. Espesores comerciales de pared de recipientes.

El espesor inmediatamente superior al calculado es:

$$\underline{t_{carc} = 15,9 \text{ mm}}$$

2.4. Selección de fondos y cálculo de su espesor

2.4.1. Tipo de fondo y características generales

Ambos fondos serán toriesféricos de tipo Klover. Los de tipo Korboggen son recomendados si se dan una o varias de las siguientes condiciones:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2 – es de $4,06 \text{ kg/cm}^2$
- Temperatura de diseño superior a 350°C – es de 155°C
- Recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10 (donde sólo afectaría al fondo inferior) – es de 6,98

Se puede comprobar a partir de los puntos anteriores que ninguna de las condiciones está presente en la columna. Por tanto, podemos confirmar que ambos fondos serán de tipo Klover.

• Características geométricas del fondo toriesférico tipo Klover

- Radio mayor (L): $L = D_o \rightarrow D_i = 2,743 \text{ m}$
- Radio menor (r): $r = \frac{D_o}{10} \cong \frac{D_i}{10} = \frac{2,743\text{m}}{10} = 0,274 \text{ m}$
- Altura (H): $H = 0,2 \cdot D_o \rightarrow D_i = 0,2 \cdot 2,743 \text{ m} = 0,549 \text{ m}$
- Altura faldilla, h: $h = 3,5 \cdot t_{\text{carc}} = 3,5 \cdot 15,9 = 55,65 \text{ mm}$

La faldilla es la prolongación cilíndrica del fondo, a la que va unida a la carcasa por soldadura. La carcasa no se une directamente al fondo porque resultaría una unión sometida a muchas tensiones (ver Memoria).

2.4.2. Cálculo del espesor de los fondos

Se considerarán las mismas solicitudes que en el caso anterior, esto es, presión interna y viento, además del desgaste por corrosión

2.4.2.1. Presión interna

La fórmula para un fondo torisférico, de acuerdo con el Código ASME-VIII-1 (referencia [8]), es la siguiente:

- Si $\frac{L}{r} < 16,6 \rightarrow \frac{L}{r} = 10$

$$t_{p,i} = \frac{P_D \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_D}$$

$$M = 0,25 \cdot \left[3 + \sqrt{\left(\frac{L}{r} \right)} \right] = 0,25 \cdot \left[3 + \sqrt{\left(\frac{2,743m}{0,274m} \right)} \right] = 1,54$$

Todos los términos son idénticos a los del apartado 2.1, con lo que queda, para ambos fondos:

$$t_{p,i} = \frac{(399.247 Pa) \cdot (0,2 \cdot 2,743 m) \cdot (1,54)}{2 \cdot (133,1 \cdot 10^6 Pa) \cdot (0,8) + D \cdot (M - 0,2)} = 1,58 \cdot 10^{-3} m \rightarrow \underline{t_{p,i} = 1,58 mm}$$

Valor superior al mínimo considerado para acero inoxidable bajo cargas de presión interna (**5,54 mm, apartado 2.1**).

2.4.2.2. Carga por viento

Las ecuaciones a emplear son las mismas que las utilizadas en el apartado 2.2, y sus términos tienen el mismo significado.

En esta ocasión, se propone estudiar el espesor del fondo inferior, ya que estará sometido a mayores solicitaciones mecánicas desde el punto de vista del viento respecto al fondo superior porque el momento flector ocasionado por el viento es mayor en la zona inferior de la columna. Así que, conocido el espesor inferior, admitimos que el del fondo superior será menor; si con el espesor inferior no se supera el límite de espesor comercial igual a 14,9 mm (al sumar los efectos de la presión interna y el desgaste por corrosión) de la carcasa cilíndrica, tampoco lo hará el superior.

Repetimos los cálculos efectuados anteriormente para la carga por viento, estudiando el fondo Klopper. Nótese que la altura considerada es la

misma (h_T), y el resto de términos también, por lo que es espesor requerido será el mismo que en el caso anterior, esto es:

$$t_{\text{viento}} = 6,75 \text{ mm}$$

2.4.2.3. Espesor resultante

- (AIV.1-1) $t_{\text{car}} = (1,58) + (6,75) + (2,5) \rightarrow t_{\text{car}} = 10,83 \text{ mm}$

Por tanto, se impone un espesor de **15,9 mm** en toda la columna.

2.5. Espesor del termoaislante (t_{ais}) y acabado

Se elige un termoaislante de colcha de fibra de vidrio por ser éste ampliamente usado en operaciones como la tratada entre otras [3], y su baja densidad.

Se determinará en base a la tabla presentada en la siguiente figura [3]. Para ello, se necesita conocer:

- Temperatura de diseño: es de 155 °C. El valor superior más próximo es 200 °C. Se elige el superior más próximo para tener un diseño conservador y flexible frente a perturbaciones
- Diámetro nominal. En cualquiera de los casos, el diámetro interno (2,743 m) supera el máximo diámetro tabulado (762 mm), lo que nos lleva a la categoría S.P. (diámetros mayores a 762 mm)

Se tiene un espesor del termoaislante de:

$$t_{\text{ais}} = 114 \text{ mm}$$

Colcha de fibra de vidrio (48 Kg/m ³)													
Código NC-4 Clase I													
DIÁM. NOM. pulg/mm	Temperatura de Operación K [°C]												
	333	373	423	473	523	573	623	673	723	773	823	873	923
	60	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650
¼ / 13													
¼ / 19										No aplica			
1 / 25													
1½ / 38													
2 / 51													
2½ / 64													
3 / 76													
4 / 102													
5 / 127													
6 / 152													
8 / 203	38	64	89	89	127	127	140	165	191				
10 / 254	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
12 / 305	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
14 / 358	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
16 / 406	38	64	89	102	127	140	152	178	191				
18 / 457	38	64	89	114	127	140	152	178	191				
20 / 508	38	64	89	114	127	140	152	178	191				
22 / 559	38	64	89	114	127	140	165	191	191				
24 / 610	38	64	89	114	127	165	165	191	191				
26 / 660	38	64	89	114	140	165	165	191	191				
28 / 711	38	64	89	114	140	165	165	191	216				
30 / 762	38	64	89	114	140	165	165	191	216				
S.P.	38	76	89	114	140	165	178	303	216				
Notas:													
1.- Espesor termoaislante en mm.													
2.- El espesor del acabado no se incluye.													
3.- SP = superficies planas o diámetros mayores a 762 mm (30 pulg).													
4.- Temperatura ambiente = 298 K (25 °C).													
5.- Velocidad de aire = 10 000 m/h													
6.- Emisividad = 0,4.													

Tabla AIV.2.5-1. Espesores de aislamientos térmicos en equipos.

Respecto al acabado, se selecciona una lámina de aluminio de 0,61 mm de espesor (referencia [3]) (véase memoria).

2.6. Diámetros exteriores definidos

• Sin termoaislante

$$D_O^{\sin ais} = D_{plato} + 2e_{carcasa} = (2,743) + 2(15,9 \cdot 10^{-3}) = 2,775 \text{ m}$$

• Con termoaislante

$$D_O^{ais} = D_O^{\sin ais} + 2e_{ais} = (2,775) + 2(0,114) = 3,003 \text{ m}$$

- **Con acabado**

- $D_o = D_o^{ais} + 2e_{acab} = (3,003) + 2(0,61 \cdot 10^{-3}) = 3,004 \text{ m}$

3. Diseño del espesor del faldón

Un faldón es el soporte más frecuente y satisfactorio para soportar los recipientes verticales. Se une por soldadura a la cabeza y, por lo general, el tamaño requerido de esta soldadura determina el diámetro del faldón.

Antes de entrar en el diseño del mismo, debe justificarse su elección. Así, se recomienda instalar un faldón si se dan una de las siguientes condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1,5 m – es 3,004 m
- La relación H/D del recipiente sea mayor que 5 – H/D = 6,98
- Puedan esperarse vibraciones – El viento genera vibraciones
- La masa de recipiente lleno de agua (líquido de prueba) sea superior a 15.000 kg – Vacío, es de 20.443,62 kg (**apartado 3.2.1**)

Por tanto, al darse las cuatro condiciones, se requiere emplear un faldón. Para su diseño, se van a considerar las solicitaciones de carga por peso de la columna, carga por viento y desgaste por corrosión. El espesor resultante será la suma de los obtenidos del análisis individual de estas cargas.

Antes de entrar en su cuantificación, deben realizarse unas indicaciones sobre el mismo:

- Material: Se va a emplear acero al carbono, por ser más económico que el inoxidable empleado en la columna. Si bien, el acero al carbono presenta dos limitaciones: su espesor no debe superar las 5/8 de pulgada, y su temperatura de operación debe estar entre y su temperatura de aplicación está entre -20 y 650 °F. La segunda se cumple; respecto a la primera, deberá comprobarse que el espesor calculado no supere el límite.

Material faldón	SA-283 Gr. C
------------------------	--------------

- Espesor mínimo de pared (t_{\min}): Bien por norma o código, por requerimientos de transporte, etc., se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. El espesor calculado con la ecuación

(AIII.2.1-1), en caso de ser inferior al mínimo, deberá ajustarse a éste, que será el mayor de los siguientes valores:

- Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} = 2,5 + F = 2,5 + 2,54 = 5,04 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} = 5 + C = 3 + 2,54 = 7,54 \text{ mm}$$

- Por lo que nos quedamos con **$t_{\min} = 7,54 \text{ mm}$**

- Temperatura de diseño (T_D)

$$T_D = \text{Temperatura máxima de operación} + 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

La temperatura de diseño considerada hasta ahora ha sido de 311 °F (temperatura en relación al fluido de operación). Admitir este valor para el diseño del faldón llevará un importante margen de seguridad, ya que el faldón en ningún momento está en contacto con los fluidos de operación. Así, par no sobredimensionar en exceso el equipo, en la selección de la tensión máxima admisible se tomará 300 °F en lugar del superior más cercano, 400 °F

- Tensión máxima admisible (S): A 300 °F, como se indicó en el punto anterior:

Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.						
						Tensile	Yield	to 100	200	300				
Carbon Steel (Cont'd) Plates and Sheets (Structural)														
...	A 283	1	C	(8c)(57)	A	55	30	16.9	16.1	15.3				
Basic Allowable Stress S , ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)														
400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	Grade	Spec. No.
Carbon Steel (Cont'd) Plates and Sheets (Structural)														
14.6	13.8	13.0	12.6	12.2	11.1	C	A 283

Figura AIV.2.1-1. Tensiones máximas admisibles para acero al carbono (en psi).

Resulta que:

$$S = 15.300 \text{ psi} = 106,2 \text{ MPa}$$

- Radio ($R_{\text{faldón}}$). Se tomará el diámetro de la envolvente metálica, que es 2,775 m.

$$R = 1,387 \text{ m}$$

- Eficiencia de junta: ahora se tomará un valor más restrictivo, $E = 0,60$

3.1. Carga por viento

La ecuación a emplear [8] es la misma que se presentó en el apartado 2.2 (AV.2.2-1):

$$t_{\text{viento}} = \frac{12M_T}{R_{\text{faldón}}^2 \pi S E} \quad (\text{AIV.3.1-1})$$

Los términos tienen el mismo significado que los presentados en el citado apartado, y su cálculo es análogo. Los resultados que se obtienen de la utilización de las correspondientes ecuaciones son:

$$\begin{aligned} V &= P_w \cdot D \cdot H_c & P_w &= q_s \cdot C_q \cdot C_e \\ M &= P_w \cdot D \cdot H_c \cdot h_c = V \cdot h_c & M_T &= M - h_T (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D \cdot h_T) \end{aligned} \quad (\text{AIV.3.1-2})$$

Debe advertirse que:

- “ H_c ” representa la altura total de la columna (19,147 m, apartado 2.2), y “ h_T ” la altura del faldón.
- “ h_c ” es la mitad de “ H_c ”
- P_w adquiere el mismo valor que en el apartado 2.2 (879,38 Pa), por estar calculado a la misma altura
- “ D ” es el diámetro de la envolvente cilíndrica (2,775 m)
- Momento cortante total (V)

$$V = P_w \cdot D_i \cdot H_i = (879,38) \cdot (2,775) \cdot (19,147) = 46724,03 \text{ N}$$

- Momento flector máximo (M)

$$M = V \cdot h_i = (46.724,03 \text{ N}) \cdot (19,147/2) = 447312,52 \text{ N} \cdot \text{m}$$

- Altura considerada (h_T): Se tomará la unión fondo-carcasa. Se selecciona esta por ser la zona de la columna más débil, y estar expuesta al mayor momento flector posible. La zona de unión carcasa-fondo superior también es un punto débil pero el momento es mucho menor, por lo que se admite que el espesor impuesto del estudio de la zona inferior cubre las necesidades en toda la columna.

$$h_T = H_{suelo-f, Kop} + H_{f, Kop} = (2 \text{ m}) + (0,2 \cdot 2,743 \text{ m}) = 2,549 \text{ m}$$

- Momento flector a una altura considerada (M_T)

$$\begin{aligned} M_T &= M - h_T (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D \cdot h_T) = \\ &= (447312,52) - (2,549 [(46724,03 - 0,5(879,36)(2,775)(2,549))]) \\ \mathbf{M_T} &= \mathbf{336140,52 \text{ N}\cdot\text{m}} \end{aligned}$$

• Solución

De la ecuación (AIII.2.2-1):

$$t_{viento} = \frac{12(336140,52)}{\left(\frac{2,775}{2}\right)^2 \pi (106,2 \cdot 10^6)(0,6)} \rightarrow t_{viento} = 0,0105 \text{ m}$$

3.2. Carga por peso de la columna

La ecuación a utilizar es:

$$t_{peso} = \frac{W}{\pi \cdot D_{faldón} \cdot S \cdot E} \quad (\text{AIV.3.2-1})$$

Donde el peso de la torre (W) resulta de la suma del:

- Peso total de la armadura, que a su vez comprende el peso de los platos (de acero inoxidable), de la carcasa y fondo metálicos (acero inoxidable) y del aislante que cubre tanto la carcasa como los fondos.
- Peso de la torre llena de agua. El líquido de operación son parafinas lineales de menor densidad que el agua. Ante tal circunstancia, por norma, a la columna se le va a exigir soportar periódicamente una prueba de presión hidrostática, para lo que se llena con agua a unos 10

°C (nunca menor temperatura). Por tanto, se debe considerar el peso de la columna llena de agua.

Por tanto, los datos necesarios son:

- Densidad del acero inoxidable SA-240 Gr.316: 7750,37 kg/m³
- Densidad de la colcha de fibra de vidrio: 48 kg/m³ (figura AIII.2.5-1)
- Densidad del agua a 10 °C: 1000 kg/m³

3.2.1. Peso de la armadura

En primer lugar se estimará el volumen de la estructura de acero principal (incluyendo los platos y los fondos), para luego calcular su peso. Lo mismo se hará con el aislante.

- Estructura de acero
 - Fondo Kloppe (por dos)

$$V_{f,Klo}^{acero} = 0,1 \cdot (D_{o,fKlo}^3 - D_{i,fKlo}^3) \quad (\text{AIV.3.2.1-1})$$

$$V_{f,Klo}^{acero} = 0,1 \cdot (2,775^3 - 2,743^3) = 0,073 \text{ m}^3 \rightarrow V_{f,Klo}^{acero} = 2 \cdot 0,073 \text{ m}^3 = 0,146 \text{ m}^3$$

- Volumen de la carcasa cilíndrica

$$H_{carcasa} = H_{f,klo-p} + NPR \cdot (t_p + e_p) = 1 + 25 \cdot (0,6 + 2 \cdot 10^{-3}) = 16,05 \text{ m}$$

$$V_{carcasa}^{acero} = H_{carcasa} \cdot \pi \frac{D_o^2 - D_i^2}{4} \quad (\text{AIV.3.2.1-2})$$

$$V_{carcasa}^{acero} = 16,05 \cdot \pi \frac{2,775^2 - 2,743^2}{4} = 2,212 \text{ m}^3$$

- Volumen de los platos

$$V_{platos}^{acero} = NPR \cdot e_p \left[\pi \frac{D_i^2}{4} - A_{orificio} \right] \quad (\text{AIV.3.2.1-3})$$

$$V_{platos}^{acero} = 250,6 \left[\pi \frac{2,743^2}{4} - 0,2657 \right] = 0,281 \text{ m}^3$$

- Volumen y peso de la estructura de acero

$$V_{arm}^{acero} = V_{carcasa}^{acero} + V_{platos}^{acero} + V_{f,Klo}^{acero} = 2,638 \text{ m}^3$$

$$m_{arm}^{acero} = \rho_{acero} \cdot V_{arm}^{acero} = 20443,5 \text{ kg}$$

$$W_{arm}^{acero} = g \cdot \rho_{acero} \cdot V_{arm}^{acero} = \underline{200,6 \text{ kN}}$$

Nota: “g” representa la aceleración de la gravedad, y en S.I. toma un valor, para la superficie de la Tierra, de 9,81 m/s²

- Aislante de fibra de vidrio
- Volumen asociado al fondo Kloppe

$$V_{f,Klo}^{ais} = 0,1 \left(D_{ais,fKlo}^3 - D_{o,fKlo}^3 \right) \text{ (AIV.3.2.1-4)}$$

$$V_{f,Klo}^{ais} = 0,1 \left(3,003^3 - 2,775^3 \right) = 0,57 \text{ m}^3 \rightarrow V_{f,Klo}^{ais} = 1,14 \text{ m}^3$$

- Volumen asociado a la carcasa

$$V_{carcasa}^{ais} = H_{carcasa} \cdot \pi \frac{D_{ais}^2 - D_o^2}{4} \text{ (AIV.3.2.1-5)}$$

$$V_{carcasa}^{ais} = 16,05 \cdot \pi \frac{3,003^2 - 2,775^2}{4} = 16,61 \text{ m}^3$$

- Volumen y peso de la estructura del aislante

$$V_{arm}^{ais} = V_{carcasa}^{ais} + V_{f,Klo}^{ais} = 17,75 \text{ m}^3$$

$$W_{arm}^{ais} = g \cdot \rho_{ais} \cdot V_{arm}^{ais} = \underline{8356,95 \text{ N}}$$

- Peso total de la armadura

$$W'_{arm} = W_{arm}^{acero} + W_{arm}^{ais} = 208,91 \text{ kN}$$

Para obtener el peso final del recipiente vacío, se agregará al valor anterior un 25% del total, porcentaje que cubre el peso de elementos

como escaleras, `plataformas, tuberías (no diseñadas) y soldaduras, así como los excedentes de masa con que se surte el material dentro de sus tolerancias de fabricación [8]:

$$W_{arm} = 1,25 W'_{arm} \rightarrow \underline{W_{arm} = 261,13 \text{ kN}}$$

3.2.2 Peso del agua de prueba

El primer paso es determinar el volumen total que puede alojar la columna completa en su interior:

- Volumen de los fondos Klopper (por dos)

$$V_{f,Klo} = 0,1 \cdot D_i^3 = 2,06 \text{ m}^3 \rightarrow V_{2,f,Klo} = 4,12 \text{ m}^3$$

- Volumen de la carcasa cilíndrica

$$V_{carcasa} = H_{carcasa} \cdot \pi \frac{D_i^2}{4}$$

$$V_{carcasa} = (16,05) \cdot \pi \frac{(2,743^2)}{4} = 1.040,64 \text{ m}^3$$

- Volumen alojado y peso del agua que ocupa ese volumen

$$V_{CD} = V_{carcasa} + 2 \cdot V_{f,Klo} = 1044,66 \text{ m}^3$$

$$W_{agua} = V_{CD} \cdot \rho_{agua} \cdot g = 970925,69 \text{ N}$$

3.2.3 Peso total del sistema lleno de agua

$$W = W_{arm} + W_{agua} \rightarrow \underline{W = 1232059,69 \text{ N}}$$

3.2.4. Espesor del faldón por peso de la columna

Con la ecuación (AIV.3.2-1):

$$t_{\text{peso}} = \frac{1232059,69}{\pi \cdot (2,775) \cdot (106,2 \cdot 10^6) \cdot (0,6)} \rightarrow t_{\text{peso}} = 2,12 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

3.3 Espesor total

La suma de los términos debidos a la presión por viento, al carga por peso de la columna y el desgaste por corrosión lleva a:

$$t_{\text{columna}} [\text{mm}] = t_{\text{peso}} + t_{\text{viento}} + C = (2,12) + (10,5) + (2,5) = 15,12 \text{ mm}$$

El espesor comercial más próximo resulta ser (figura AIII.2.3-1):

$$t_{\text{faldón}} = 15,9 \text{ mm}$$

Espesor igual (no superior) al límite recomendado para acero al carbono. Por tanto, puede usarse este material en el faldón.

4. Otros aspectos relacionados con el diseño mecánicos: categoría de la columna

Para concretar diferentes aspectos relaciones con las inspecciones y pruebas (periodicidad, organismos encargados de éstas) es necesario establecer, de acuerdo a las ITC (Instrucciones Técnicas Complementarias) del Reglamento de Aparatos a Presión (RD 2060/2008), la categoría a la que pertenece la columna de destilación.

La clasificación se basa en dos aspectos:

1. Potencial de riesgo. Los recipientes se clasificarán según el producto de la presión máxima admisible (en kg/cm²) por el volumen (en m³):

Grupo	Potencial de riesgo
1	Mayor o igual a 1.000
2	Mayor o igual a 300 y menor de 1.000
3	Mayor o igual a 25 y menor de 300
4	Mayor o igual a 10 y menor de 25
5	Menor de 10

Figura AIV.4.1-1. Potencial de riesgo (ITC MIE AP6).

Potencial de riesgo (PR). Se tomará para el cálculo la presión de diseño (P_D), y el volumen de agua que puede alojar la columna (V_{carcasa} , apartado 3.1.2)

$$PR = P_D \cdot V = (4,07 \text{ kg/cm}^2) \cdot (1.044,66 \text{ m}^3) = 4.251,77 \text{ kg} \cdot \text{m}^3/\text{cm}^2$$

Por tanto, se concluye que la columna pertenece al **grupo 1**.

2. Características del fluido. El siguiente aspecto depende del fluido de trabajo. Así, de acuerdo a la siguiente tabla, nuestros fluidos de encuadran dentro del **grupo B**.
- Conclusión. Con los dos aspectos anteriores, nos dirigimos a la tabla mostrada en la figura AIV.2.4-3, y se concluye que nuestra columna es de **categoría I**.

Grupo	Características del fluido
A	Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos, gases y sus mezclas, a temperatura igual o superior a 200° C; gases y líquidos de elevada toxicidad e hidrógeno a cualquier temperatura.
B	Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos o gases y sus mezclas, a temperatura inferior a 200° C; gases y líquidos tóxicos, ácidos o cáusticos, a cualquier temperatura.
C	Vapor de agua, siempre que sus corrientes estén integradas por este vapor como tal fase gaseosa; gases inertes, inocuos y aire.
D	Agua a temperatura igual o superior a 85° C.

Figura AIV.4.1-2. Características del fluido (ITC MIE AP6).

Potencial de riesgo	Características del fluido			
	A	B	C	D
1	1A Categoría I	1B Categoría I	1C Categoría I	1D Categoría II
2	2A Categoría I	2B Categoría II	2C Categoría II	2D Categoría III
3	3A Categoría II	3B Categoría III	3C Categoría III	3D Categoría IV
4	4A Categoría III	4B Categoría IV	4C Categoría IV	4D Categoría V
5	5A Categoría IV	5B Categoría V	5C Categoría V	5D Categoría V

Figura AIV.4.1-2. Categorías de recipientes a presión (ITC MIE AP6).

ANEXO V

Equipos de transmisión de calor

Índice del Anexo V. Equipos de transmisión de calor

1. Intercambiadores de carcasa y tubos	259
1.1. Calderín	262
1.1.1. Dimensionamiento del calderín	262
1.1.2. Diseño mecánico	275
1.2. Intercambiadores de calor líquido-líquido	280
1.2.1. Intercambiador líquido-líquido ICF	280
1.2.1.1. Dimensionamiento del cambiador ICF	281
1.2.1.2. Diseño mecánico del cambiador ICF	291
1.2.2. Intercambiador líquido-líquido ICF/W	295
1.2.2.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/W	295
1.2.3. Intercambiador líquido-líquido ICF/O	296
1.2.3.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/O	296
1.2.3.2. Diseño mecánico del cambiador ICF/O	297
1.2.4. Intercambiador líquido-líquido ICWA	297
1.2.4.1. Dimensionamiento del cambiador ICWA	297
1.2.4.2. Diseño mecánico del cambiador ICWA	298
1.2.5. Intercambiador líquido-líquido ICWA/W	298
1.2.5.1. Dimensionamiento del cambiador ICWA/W	298
1.2.5.2. Diseño mecánico del cambiador ICWA/W	299
1.3. Aerorefrigerante	299
1.3.1. Dimensionamiento del aerorefrigerante	301
1.3.2. Categoría del aerorefrigerante	320

Anexo V. Equipos de transmisión de calor

1. Intercambiadores de carcasa y tubos

Antes de empezar con los cálculos en los referentes a los intercambiadores de carcasa y tubos, procederemos a exponer los *Códigos de diseño* aplicados en este Anexo (ampliamente argumentados en la Memoria):

- Código ASME, Sección VIII, División I: Recipientes a Presión,
- Normas TEMA (concretamente, las normas TEMA “R”) y
- Norma API Standard 600: “Shell and tube Heat Exchangers for General Refinery Services”.

Dimensionamiento del intercambiador de calor de carcasa y tubos

- Número de pasos: 1 paso por el lado de la carcasa, 2 pasos por el lado de los tubos.
- Diámetro exterior de los tubos: $DO_t = 0,75 \text{ (3/4) in} = 19,05 \text{ mm}$ (ver tabla AV.1-1).
- Espesor de pared de los tubos: BWG = 14 $\rightarrow e_t = 0,083 \text{ in} = 2,1 \text{ mm}$ (ver tabla AV.1-1).
- Longitud de los tubo: $L_t = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$.
- Disposición de los tubos: cuadrada.

Diámetro exterior (in y mm)	BWG	Espesor (mm)	Diámetro interior (cm)	Sección (cm²)	Superficie (m²/m)		Peso (kg/cm)
					exterior	interior	
½ in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
¾ in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 ¼ in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 ½ in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1053	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Tabla (AV.1-1). Características de los tubos de los equipos de transmisión de calor.

- Sección exterior de los tubos:

$$SO_t = \left(\frac{DO_t}{2} \right)^2 \quad (AV.1 - 1)$$

$$SO_t = 285,02 \text{ mm}$$

- Diámetro interior de los tubos:

$$DI_t = DO_t - 2e_t \quad (AV.1 - 2)$$

$$DI_t = 14,85 \text{ mm}$$

- Sección interior de los tubos:

$$SI_t = \pi \left(\frac{DI_t}{2} \right)^2 \quad (AV.1 - 3)$$

$$SI_t = 173,11 \text{ mm}$$

- Pitch

$$(AV. 1 - 4) p' = DO_t + 0,25 \text{ in} = 1 \text{ in} = 25,4 \text{ mm}$$

Diseño mecánico

Corrosión (C):

Teniendo en cuenta los criterios establecidos por [8] en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión, se estimará para la carcasa de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005 \text{ in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,5 \text{ mm}$$

Eficiencia de soldadura (E):

Los valores de E para cada caso se recogen en la norma UW-12 del Código ASME-VIII-1. Considerando la siguiente situación:

- Tipo de junta: junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar.
- Control: examinación por zonas.

Resulta un valor de eficiencia de la soldadura de $E = 0,80$ (carcasa).

Tipo de material:

- Tubos: acero al carbono SA-106 Gr. B.
- Carcasa: acero al carbono SA-283 Gr. C.

1.1. Calderín

1.1.1. Dimensionamiento

Fluidos presentes en el intercambio calorífico

- *Fluido frío* (circulación por la carcasa): parafinas líquidas procedentes del plato 1 de la columna (presión de 2 atm).
- *Fluido caliente* (circulación por los tubos): aceite térmico (Therminol 66) –presión atmosférica–.

Composición, temperatura y caudales molares y másicos de las corrientes parafínicas

De la tabla de propiedades físicas se obtiene la composición molar y la temperatura de cada una de las corrientes, es decir

$$L' = 18.715,52 \text{ kmol/día},$$

$$V' = 12.256,78 \text{ kmol/día y}$$

$$W = 6.458,74 \text{ kmol/día},$$

Calculando el caudal molar asociado a cada componente como:

$$L'_i = L' \cdot x_{L'i} \text{ (AV.1.1.1-1)}$$

$$V'_i = V' \cdot y_{V'i} \text{ (AV.1.1.1-2)}$$

$$W_i = W \cdot x_{wi} \text{ (AV.1.1.1-3)}$$

Componentes	x_i	W (Kmol/día)	x_i	L' (Kmol/día)	y_i	V' (Kmol/día)
N-pentano	0	0	0	0	0	0
N-Hexano	0,049	317,86	0,092	1722,09	0,115	1404,23
N-Heptano	0,551	3556,47	0,630	11793,05	0,672	8236,59
N-Octano	0,260	1681,06	0,199	3722,04	0,167	2040,99
N-Nonano	0,140	903,36	0,079	1478,33	0,047	574,97
Total	1	6458,74	1	18715,52	1	12256,78

Tabla (AV.1.1.1-1). Caudales, comp. molares y T de las corrientes de entrada y salida del calderín.

$$MM_{L'} = 103,92 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \rightarrow (\text{AV. 1.1.1} - 4) L'_{\text{másico}} = \frac{L' \cdot MM_{L'}}{1000} = 1963,93 \frac{\text{Tn}}{\text{día}}$$

$$MM_{V'} = 103,92 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \rightarrow (\text{AV. 1.1.1} - 5) V'_{\text{másico}} = \frac{V' \cdot MM_{V'}}{1000} = 1.263,81 \frac{\text{Tn}}{\text{día}}$$

$$MM_W = 103,92 \text{ kg/kmol} \rightarrow (\text{AV. 1.1.1} - 6) W_{\text{másico}} = \frac{W \cdot MM_W}{1000} = 699,12 \frac{\text{Tn}}{\text{día}}$$

Tabla referida a unidades másicas (AV.1.1.1-2):

Componentes	X _i	W (Tn/día)	X _i	L' (Tn/día)	Y _i	V' (Tn/día)
N-pentano	0	0	0	0	0	0
N-Hexano	0,040	22,04	0,076	123,07	0,097	101,99
N-Heptano	0,515	333,47	0,608	1139,48	0,659	808,84
N-Octano	0,278	204,84	0,219	467,37	0,186	260,47
N-Nonano	0,168	138,77	0,097	234,02	0,059	92,50
Total	1	699,12	1	1963,93	1	1263,81

Calor transferido o intercambiado, Q_{trans}

$$Q_{\text{trans}} = C_{p_m} \cdot L' (t_s - t_e) + \lambda \cdot V' \quad (\text{AV. 1.1.1} - 7)$$

Donde la capacidad calorífica, C_{p_m} y el calor latente, λ (ver anexo de propiedades físicas) son calculados para la corriente L' a la temperatura media, t_m entre la temperatura de entrada al calderín, t_e = 128,59 °C y la temperatura de salida de éste, t_s = 134,44 °C:

$$C_{p_m} = 48,65 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}$$

$$\lambda = 28.054,09 \text{ kJ/kmol}$$

$$(\text{AV. 1.1.1} - 8) \quad t_m = \frac{t_e + t_s}{2} = 131,52 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(\text{AV. 1.1.1} - 7) \quad Q_{\text{transf}} = 3,49 \cdot 10^8 \text{ kJ/día} = 1,45 \cdot 10^7 \text{ kJ/h} = \mathbf{4.041,53 \text{ kW}}$$

Temperaturas de entrada y salida del aceite térmico

Para todos los servicios de calefacción en la planta proyectada, el Therminol 66 presentará una temperatura de 355 °C. Basándose en la

experiencia, para este tipo de agente calefactor es recomendable un salto comprendido entre 20 y 30 °C. Si se considera un valor de 25 °C, resulta que:

$$T_{a1} = 355\text{ °C} \xrightarrow{\Delta T = 25\text{ °C}} T_{a2} = 330\text{ °C}$$

Caudal másico de aceite térmico, M_a

Teniendo en cuenta que el caudal intercambiado o transferido lo hemos calculado anteriormente (AV. 1.1.1 – 7), y

$$Q_{int} = C_{p_o} \cdot M_a (T_1 - T_2)$$

$$M_a = \frac{Q_{int}}{C_{p_o} (T_{a1} - T_{a2})} \quad (\text{AV. 1.1.1 – 8})$$

La capacidad calorífica, C_{p_o} es calculado a la temperatura media, T_m entre T_{a1} y T_{a2} :

$$T_m = \frac{T_{a1} + T_{a2}}{2} = 342,5\text{ °C}$$

Teniendo la temperatura media ya estamos en disposición de calcular el caudal másico de aceite, M_o :

$$(\text{AV. 1.1.1 – 9}) \quad M_o = 212.401,49 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 212,4 \text{ Tn/h}$$

Producto del coeficiente global de transferencia de calor y el área total de intercambio de calor ($U \cdot A$)

Considerando la ecuación general de la transmisión de calor y separando, se llega a la siguiente ecuación:

$$Q_{transf} = U \cdot A_{transf} \cdot F_T \cdot LMTD$$

$$U \cdot A_{transf} = \frac{Q_{transf}}{F_T \cdot LMTD} \quad (\text{AV. 1.1.1 – 10})$$

LMTD: diferencia de temperaturas media logarítmica entre la corriente fría y caliente a lo largo del intercambiado.

Para flujo en contracorriente, la expresión que determina su valor es la siguiente:

$$LMTD = \frac{(T_{a1} - t_s) - (T_{a2} - t_e)}{\ln \left[\frac{(T_{a1} - t_{a2})}{(T_s - t_e)} \right]} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 11)$$

$$LMTD = 210,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

F_T : es el factor de corrección de LMTD.

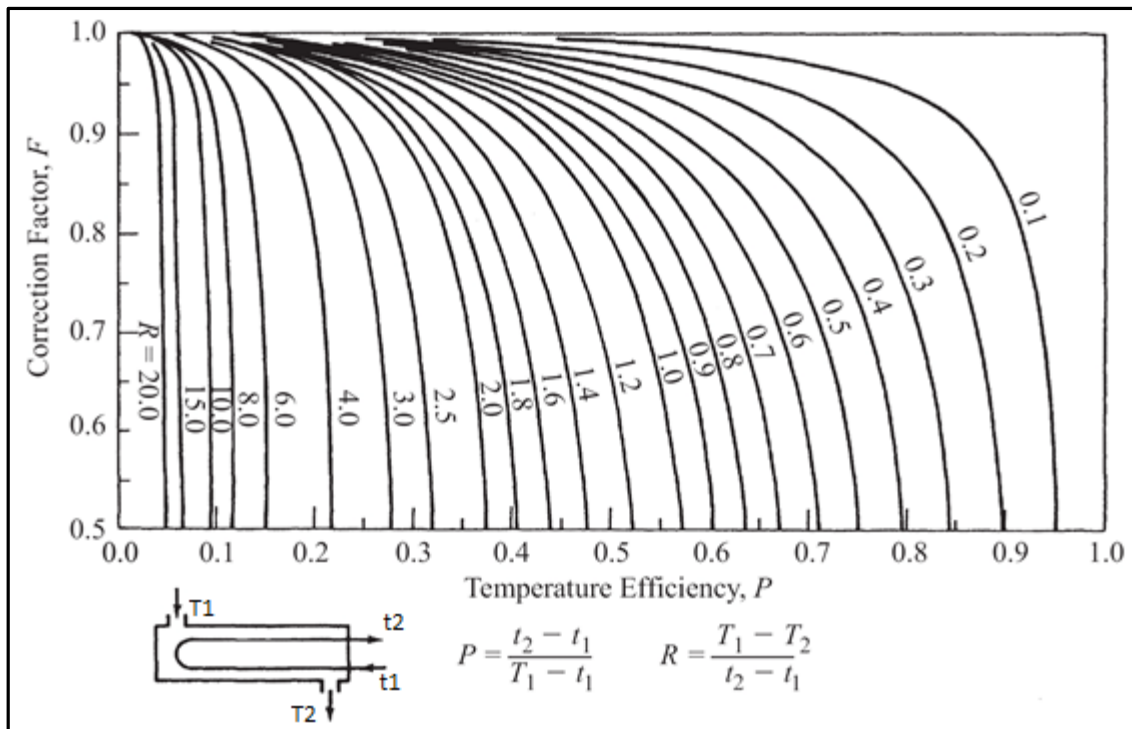
La LMTD ha sido para una disposición de flujo en contracorriente pura. Sin embargo, la construcción empleada será la de intercambiadores 1-2 (el líquido de la carcasa fluye en un paso y el líquido del lado de los tubos lo hace en dos pasos), la cual se caracteriza por un flujo correspondiente a una mezcla de contracorriente y corrientes paralelas. Por tal motivo, es necesaria la inclusión del término F_T , de manera que corrija la desviación de LMTD. Los valores del citado término se representan en la figura anterior [38], en función de las variables P y R , dadas por las fórmulas siguientes (obviar la nomenclatura de la figura, puede conducir a error):

$$P^* = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1} = 0,11 \quad (\text{AV. 1.1.1} - 12)$$

$$R^* = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = 0,23 \quad (\text{AV. 1.1.1} - 13)$$

*Expresiones válidas para fluido calientes y fluido frío por carcasa

Para que el resultado sea lógico, para unos valores de P y R , F_T tiene que ser prácticamente uno, ya que al tener lugar un cambio de fase, la corriente parafínica permanece a una temperatura prácticamente constante, y, por tanto, el sistema no experimenta desviación con respecto a la contracorriente pura.



Gráfica AV.1.1.1-1. Factor de corrección F_T en intercambiadores 1-2.

El término F_T

- Permite comprobar si es adecuado o no el uso de un intercambiador 1-2.
- Mide la eficacia del equipo; por ello, se aconseja usar intercambiadores de pasos múltiples por el lado de la carcasa (mayor aproximación a la contracorriente pura) cuando los valores de F_T son inferiores a 0,75-0,80. Ya que éste no es el caso ($F_T \approx 1$), se puede concluir, pues, que está plenamente justificado el empleo de un intercambiador 1-2.

$$(AV. 1.1.1 - 10) \quad U \cdot A_{transf} = 6.136,7 \, W \cdot K = 6,14 \, kW \cdot K$$

Modo de cálculo:

1. *Suposición del número de tubos del intercambiador, $n_{t,sup}$:*

Primeramente partimos de las recomendaciones expuestas en [26], según las cuales la velocidad para agua y líquidos similares en el lado de los tubos debe estar comprendida entre 0,9 y 2,4 m/s. No

obstante, este intervalo es puramente orientativo, más aún teniendo en cuenta que el fluido que circula por los tubos es aceite térmico, un fluido de gran viscosidad, por lo que se supondrá un valor de partida de 1 m/s, es decir

$$v_o = 1 \text{ m/s}$$

↓

Densidad del aceite, $\rho_a = 772 \text{ kg/m}^3$

$$M_{at}^* = \rho_a \cdot v_o \cdot SI_t \quad (\text{AV. 1.1.1} - 11)$$

*Propiedades evaluadas a la temperatura media del aceite.

$$M_{at} = 481,35 \text{ kg/h}$$

Número de tubos totales (2 pasos por el lado de los tubos):

$$n_t = 2 \frac{M_o}{M_{ot}} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 11)$$

$$n_t \sim 883 \text{ tubos}$$

Sin embargo, los intercambiadores de carcasa y tubos comerciales no se construyen para cualquier número de tubos, sino que éste está estandarizado; así adquiere únicamente determinados valores, los cuales se ilustran en la siguiente tabla (manual de Cepsa), perteneciente a una disposición de los tubos en cuadrado:

Dc carcasa		Tubos: 3/4" P= 1"				Tubos: 1" P= 1 1/4"				Tubos: 1 1/4" P= 1 9/16"			
		Nº pasos: n _t				Nº pasos: n _t				Nº pasos: n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 ¼	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 ¼	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 ¼	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 ¼	49,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 ¼	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 ¼	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Tabla AV.1.1.1-3. Disposición de los tubos en cuadrado.

- Diámetro de ¾ in (p' = 1 in)
- Número de pasos igual a 2

$$n_t = 914$$

siendo la nueva velocidad del aceite en el tubo:

$$(AV. 1.1.1 - 11) \quad M_{a_t} = 464,8 \text{ kg/h}$$

$$(AV. 1.1.1 - 12) \quad v_o = 0,966 \frac{m}{s}$$

Viendo que la velocidad $v_o < 1$, tendremos que volver a calcular la nueva velocidad partiendo con 0,966 m/s, en vez de con 1 m/s que teníamos antes. La nueva velocidad iterando nuevamente es (no volviendo a repetir los cálculos pertinentes):

$$M_{at} = 464,8 \text{ kg/h}$$

$$n_t = 914 \rightarrow (\text{tabla AV.1.1.1-3}) \quad n_t = 914, D_c = 94 \text{ cm}$$

$$v_o = \mathbf{0,966 \text{ m/s}} \rightarrow \text{igual que la de partida}$$

2. Estimación del coeficiente global de transferencia de calor, U y el área de transmisión, A_{transf}: El coeficiente de transferencia de calor es

el factor que engloba las resistencias con las que se encuentra el flujo de calor, a saber

- Resistencia a la convección del fluido exterior del tubo e igual a la inversa del coeficiente de la película externa:

$$R_o = \frac{1}{h_o} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 13)$$

- Resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el exterior del tubo, R_{so} .
- Resistencia a la conducción debida a la pared metálica del tubo (puede ser despreciada), R_f .
- Resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el interior del tubo, R_{si} .
- Resistencia a la convección del fluido interior del tubo e igual a la inversa del coeficiente de película externa:

$$R_i = \frac{1}{h_i} \quad R_o = \frac{1}{h_o} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 14)$$

Como estas resistencias se expresan en m^2/W , es necesario referir todos los términos a la misma superficie. Conviene elegir como referencia la superficie exterior del tubo, lo que lleva a corregir las resistencias interiores R_{si} y R_i multiplicándolas por el cociente DO_t/DI_t de los diámetros interior y exterior del tubo. Estas resistencias corregidas se escribirán tal como sigue:

$$h_{i_o} = h_i \frac{DI_t}{DO_t} \rightarrow R_{i_o} = \frac{1}{h_{i_o}}$$

$$R_{i_o} = R_i \frac{DO_t}{DI_t} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 15)$$

En estas condiciones, la resistencia global de transmisión de calor, suma de las cuatro resistencias principales anteriores, toma la siguiente forma:

$$R = R_o + R_{s_o} + R_{s_{i_o}} + R_{i_o} = \frac{1}{U}$$

$$U = \frac{1}{R_o + R_{s_o} + R_{s_{i_o}} + R_{i_o}} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 16)$$

Por consiguiente, para estimar el coeficiente global de transferencia de calor es imprescindible calcular cada uno de estos coeficientes individuales o resistencias:

Coeficiente de convección externo

Observando los fenómenos de ebullición, se ha encontrado que hay varios regímenes distintos de ésta, en los cuales los mecanismos de transferencia de calor difieren radicalmente: ebullición por convección natural, ebullición nucleada, ebullición de película, etc [27]. De todos estos regímenes, cabe destacar que la transmisión de calor por ebullición nucleada es un mecanismo importante en la vaporización de líquidos, teniendo lugar cuando dicha vaporización ocurre en rehervidores de circulación natural y del tipo de caldera que se utilizan habitualmente en las industrias de procesos. Por ello, se supondrá que éste es el fenómeno predominante en el sistema.

Se dispone de varias correlaciones a partir de las cuales se pueden obtener valores razonables de los coeficientes de película en la zona de ebullición nucleada. Entre todas ellas, se ha seleccionado la ecuación propuesta por *Mostinski* [9]:

$$h_o = b \cdot P_c^{0,69} \left(\frac{Q_{transf}}{A_{transf}} \right)^{0,7} \left[1,8 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right] \quad (\text{AV. 1.1.1} - 17)$$

donde $b = 3,75 \cdot 10^{-5}$ en el sistema internacional, y P_c se evalúa para el fluido del fondo (líquido que sale del calderín).

$$P_c = 1,82 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

$$P = 202.650 \text{ Pa}$$

Por otro lado, el estudio fundamental de la ebullición ha demostrado que la diferencia de temperatura entre el fluido calefactor y el líquido a vaporizar debería ser inferior a un umbral específico a partir del cual el flujo de calor, $\Phi = Q_{transf}/A_{transf}$ decrece muy rápidamente y aparece la

calefacción. Este flujo máximo de calor se puede predecir mediante la expresión también presentada por Mostinski [9]:

$$\left(\frac{Q_{transf}}{A_{transf}}\right)_{max} = b \cdot P_c \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0,35} \left(1 - \frac{P}{P_c}\right)^{0,9} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 18)$$

donde $b = 0,368$ en el sistema internacional. Sustituyendo en esta expresión las variables conocidas, se tiene

$$\left(\frac{Q_{transf}}{A_{transf}}\right)_{max} = 278.975 \text{ W/m}^2$$

Por tanto, una vez conocida el área total de intercambio de calor, tendrá que verificarse que $\Phi < \Phi_{max}$.

Coeficiente de convección interno

El cálculo del coeficiente de convección interno se realizará indirectamente a partir de la siguiente expresión recomendada por *Gnielinski* [44]:

$$Nu = 0,012 (Re^{0,87} - 280) Pr^{0,4} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 19),$$

para $1,5 < Pr < 500$ y $3.000 < Re < 10^6$

siendo,

$$Nu = \frac{h_i \cdot DI_t}{k} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 20) : \text{Número de Nusselt}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot DI_t}{\mu} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 21): \text{Número de Reynolds}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 22) : \text{Número de Prandtl}$$

valorándose las propiedades que aparecen en estas ecuaciones a la temperatura media del aceite. Se calculará pues, cada uno de estos números adimensionales:

$$Re = 3,3 \cdot 10^4 \in 3.000 < Re < 10^6$$

$$Pr = 10,2 \in 1,5 < Pr < 500$$

$$Nu = 253,9$$

$$h_i = \frac{Nu \cdot k}{DI_t} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 23)$$

$$h_i = 1.518,3 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Finalmente, si se refiere h_i a la superficie externa del tubo:

$$h_{io} = 1.183,5 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$R_{io} = 8,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot K/W$$

Coefficientes de ensuciamiento interno y externo

Lógicamente, el ensuciamiento de los tubos tanto interior como exteriormente reduce la cantidad de calor transmitida, esto es, supone dos resistencias al flujo de calor. En este caso, a diferencia de las resistencias debida a la convección, ambas serán tomadas de las tablas [38] que, gracias a la experiencia industrial, establecen los valores de R_{si} y R_{so} después de un año de servicio (período de actividad de un intercambiador) para una amplia gama de fluidos industriales. A continuación, se muestran las tablas que incluyen las resistencias de ensuciamiento (en $\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$) de las sustancias de interés:

Oils:	
Fuel Oil #2	0,002
Fuel Oil #6	0,005
Transformer Oil	0,001
Engine Lube Oil	0,001
Quench Oil	0,004

Tabla (AV.1.1.1-4). Resistencias de ensuciamiento para fluidos industriales (I).

Gasoline	0,002
Naphtha and light distillates	0,002-0,003
Kerosene	0,002-0,003
Light gas oil	0,002-0,003
Heavy gas oil	0,003-0,005
Heavy fuel oils	0,005-0,007

Tabla (AV.1.1.1-5).Resistencias de ensuciamiento para fluidos industriales (II).

Se considerarán como fluidos similares al aceite térmico y a las parafinas lineales el “quench oil” (aceite con mayor resistencia de ensuciamiento) y el keroseno (conjunto de parafinas lineales, ramificadas y cíclicas):

$$R_{si} = 0,004 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} = 7,04 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$R_{so} = 0,002 - 0,003 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$$

$$R_{so} = 0,0025 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} = 4,4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

Finalmente, si se refiere R_{si} a la superficie externa del tubo, se tiene:

$$R_{sio} = 9,03 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

La obtención del valor de A_{transf} debe ejecutarse mediante un proceso iterativo. Para tal resolución, se empleará la herramienta de análisis Solver.

$$A_{transf} = 14,23 \text{ m}^2 \rightarrow U = 431,3 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$$

3. Estimación de la longitud y realización del proceso de iteración: La longitud de los tubos vendrá dada por la siguiente fórmula,

$$A_{transf} = n_t \cdot A_{transf,t} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 24)$$

$$A_{transf,t} = \frac{A_{transf}}{n_t} = \pi \cdot DO_t \cdot L_t \quad (\text{AV. 1.1.1} - 25)$$

$$L_t = \frac{A_{transf}}{n_t \cdot \pi \cdot DO_t} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 26)$$

$$L_t = 0,26 \text{ m} \rightarrow L_{t,calc} < L_t$$

Entonces, según se explicó al final del punto 6, al ser $L_{t,calc} > L_t$, se repetirán todos los pasos con un valor de n_t notablemente superior, dada la diferencia entre ambas longitudes.

⇒ Partiendo de un valor de $n_t = 914$, se obtienen los siguientes valores claves (no se mostrarán cada uno de los resultados de los diferentes puntos):

$$v = 33,94 \text{ m/s}$$

$$A_{transf} = 9,04 \text{ m}^2$$

$$U = 678,91 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$L_{t,calc} = 6,105 \text{ m} > L_t = 6,096 \text{ m}$$

Haciendo un inciso en la continuación del procedimiento, se comprobará, ahora que se conoce el valor definitivo del área de transferencia, que el flujo de calor en el sistema es inferior al máximo, calculado en el punto 8 (coeficiente de convección externa):

$$\Phi = \left(\frac{Q_{transf}}{A_{transf}} \right) = 1,4 \cdot 10^5 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} < \Phi_{m\acute{a}x} = 2,8 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$$

4. Determinación del diámetro de la carcasa: los calderines (tipo Kettle), a diferencia de los restantes intercambiadores de carcasa y tubos de la planta, se caracterizan por un diámetro interior de carcasa inferior ($D_{c(i) \text{ inf}}$), que es el que alberga los tubos y el líquido del lado de la carcasa, y uno superior ($D_{c(i) \text{ sup}}$), que permite la separación del vapor en equilibrio con el residuo. El primero se determina a partir de la tabla, una vez conocida la disposición y el diámetro de los tubos y el número de pasos y tubos; a su vez, el segundo corresponde con el diámetro estándar inmediatamente superior a un valor de 1,6 veces el diámetro inferior de la carcasa (la carcasa superior es, aproximadamente, un 60% mayor que la inferior):

Diámetro interior de la carcasa inferior

Disposición cuadrada

$$DO_t = \frac{3}{4}''$$

Número de pasos: 2

Número de tubos: 24

↓ Tabla (AV.1.1.1-3)

$$D_{c(i),inf} = 0,203 \text{ m} = 8 \text{ in}$$

Diámetro interior de carcasa superior

$$D_{c(i),sup} = 1,6 \cdot D_{c(i),inf} = 0,325 \text{ m}$$

1.1.2. Diseño mecánico

En este apartado se determinará, en primer lugar, el espesor de la carcasa del calderín, posteriormente, el espesor del material aislante que recubre el equipo y, finalmente, se confirmará que el espesor adoptado para los tubos es el adecuado.

Espesor de la carcasa

Para el cálculo del espesor requerido de la carcasa del rehervidor se ha considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna. Cabe reseñar que tanto la carcasa inferior como la superior presentarán un mismo espesor, por lo que los cálculos se realizarán considerando la situación más desfavorable, es decir, el diámetro de la carcasa superior.

No obstante, antes de iniciar este cálculo tendrá que aportarse una serie de datos básicos complementarios a los ya expuestos en el apartado comunes a los intercambiadores de carcasa y tubos:

⇒ *Espesor mínimo de pared, t_{\min} :*

Bien por norma o código, o por requerimientos de transporte, etc., se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. Éste será el mayor de los siguientes valores:

✓ Exigido por el código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + C = 2,5 + 2,5 \text{ mm} = 5,0 \text{ mm}$$

✓ Exigido por [38] (incluye el margen por corrosión):

MINIMUM SHELL THICKNESS Dimensions in Inches (mm)					
Nominal Shell Diameter		Minimum Thickness			
		Carbon Steel		Alloy *	
		Pipe	Plate		
6	(152)	SCH. 40	-	1/8	(3.2)
8-12	(203-305)	SCH. 30	-	1/8	(3.2)
13-29	(330-737)	SCH. STD	3/8 (9.5)	3/16	(4.8)
30-39	(762-991)	-	7/16 (11.1)	1/4	(6.4)
40-60	(1016-1524)	-	1/2 (12.7)	5/16	(7.9)
61-80	(1549-2032)	-	1/2 (12.7)	5/16	(7.9)
81-100	(2057-2540)	-	1/2 (12.7)	3/8	(9.5)

Tabla (AV.1.1.1-5). Mínimo espesor de carcasa para intercambiadores de calor de carcasa y tubos.

$$D_{c(i) \text{ sup}} = 325 \text{ mm} \in (\text{SCH.30}) \rightarrow t_{\min} = 7,04 \text{ mm}$$

✓ Según la formula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + C \Rightarrow t_{\min} = 5 + 2,5 \text{ mm} = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, $t_{\min} = 7,5 \text{ mm}$.

⇒ *Presión de Diseño, P_D*

$$P_{\text{op. máx}} = 2 \text{ atm} = 222.650 \text{ Pa}$$

$$P_D = 2 \cdot 2,2 \text{ atm} = 4,2 \text{ atm}$$

Se debe aclarar una consideración que ha sido realizada. Estrictamente, como presión máxima de operación se ha de tomar la presión de trabajo más la presión debida a la columna de líquido. Sin embargo, la columna de líquido en el calderín a priori no va a ser superior al diámetro de la carcasa inferior. Por ello, teniendo en cuenta este hecho y que el carácter del cálculo de presión de diseño es altamente conservador, se ha decidido despreciar el segundo término de la presión máxima de operación.

⇒ *Temperatura de Diseño, T_D*

Se adoptará como temperatura de diseño la dada por la expresión. En principio, la temperatura máxima de operación en la carcasa del calderín C es 134,44 °C. Así, la temperatura de diseño será:

$$T_D = 134,44 \text{ °C} + 20 \text{ °C} = 154,44 \text{ °C} = 309,99 \text{ °F}$$

⇒ *Tensión máxima admisible, S*

Según se recoge en las tablas de materiales [37] (ver tabla), para carcasas de SA-283 Gr. C sometidas a una temperatura de hasta 600 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 309,99 °F), la tensión máxima admisible es:

$$S = 20.000 \text{ psi} = 137,89 \text{ MPa}$$

Una vez expuesta esta serie de datos básicos, se puede afrontar el cálculo del espesor debido a presión interna, $t_{p,int}$. Para ello, las fórmulas correspondientes a la envolvente cilíndrica, de acuerdo con el Código ASME-VIII-1, es decir:

- Longitudinal

$$t_{p_{int}} = 0,30 \text{ mm}$$

- Circunferencial

$$t_{p_{int}} = 0,60 \text{ mm}$$

Por consiguiente, el espesor del rehervidor C será obtenido a partir del espesor $t_{reh}^{min,calc} = 0,60$ mm. Si se le adiciona a éste el margen de espesor por corrosión, queda:

$$t_{reh}^C = t_{reh}^{min,calc} + C \quad (AV. 1.1.1 - 27)$$

$$t_{reh}^C = 3,10 \text{ mm}$$

Conocido este espesor, es posible determinar fácilmente los diámetros exteriores de las carcasas inferior y superior:

$$D_{c(o) \text{ inf}} = D_{c(i) \text{ inf}} + 2t_{reh} \quad (AV. 1.1.1 - 28)$$

$$D_{c(o) \text{ inf}} = 0,22 \text{ m}$$

$$D_{c(o) \text{ sup}} = D_{c(i) \text{ sup}} + 2t_{reh} \quad (AV. 1.1.1 - 29)$$

$$D_{c(o) \text{ sup}} = 0,34 \text{ m}$$

Espesor del aislante

También se está en disposición de calcular el espesor del termoaislante que cubrirá el calderín. Éste será de fibra de vidrio, en su forma de colcha; a partir de la tabla, es posible determinar el espesor del aislante, t_{aisl} conocidas la temperatura de operación y el diámetro nominal:

$$T_D = 154,44 \text{ °C} \rightarrow T = 200 \text{ °C}$$

$$D = 0,358 \text{ m}$$

↓ tabla (AIV.2.5-1)

$$t_{aisl} = 102 \text{ mm} = 0,102 \text{ m}$$

Como resultado, si se tiene en cuenta este espesor, los diámetros exteriores con aislante del rehervidor C son:

$$D_{aisl,c \text{ inf}} = D_{c(o) \text{ inf}} + 2t_{aisl} \quad (AV. 1.1.1 - 30)$$

$$D_{c(o) \text{ inf}} = 0,421$$

$$D_{aisl,c \text{ sup}} = D_{c(o) \text{ sup}} + 2t_{aisl} \quad (AV. 1.1.1 - 31)$$

$$D_{c(o) \text{ sup}} = 0,543 \text{ m}$$

Prueba de presión y categoría del rehervidor

Prueba de presión

En el apartado ya se definió de manera general la prueba de presión y se explicó cómo se calcula la presión de prueba hidrostática, P_p . Mediante la expresión, se llega a que:

$$P_p = 5,89 \text{ kg/cm}^2 = 5,70 \text{ atm} = 577.632 \text{ Pa}$$

Comprobación de que no se sobrepasa el valor del 90% del límite elástico del material a la temperatura de prueba para los esfuerzos primarios de membrana: de la expresión, la cual determina el espesor requerido por presión interna para esfuerzos circunferenciales (mayores esfuerzos), se despejará la tensión a la que se ve sometido el material, adaptando las variables a la situación estudiada:

$$S \cdot E = \frac{P_p \left[\left(\frac{D_i}{2} \right) + 0,6 \cdot t_{reh} \right]}{t_{reh}} \quad (\text{AV. 1.1.1} - 32)$$

$$S \cdot E = 13,68 \text{ MPa}$$

El límite elástico del acero al carbono SA-283 Gr. C es $E_e = 206,84 \text{ MPa}$. Por lo tanto, se comprueba que:

$$S \cdot E = 13,68 \text{ MPa} < 0,9 \cdot E_e = 186,16 \text{ MPa}$$

Categoría del calderín

⇒ Potencial de riesgo, PR

En primer lugar, se estimará de manera aproximada el volumen del calderín C. Si se supone que es cilíndrico de longitud L_t y de diámetro igual al de la carcasa superior (aunque no se considera el volumen de los cabezales –uno pequeño y otro grande-, la carcasa superior no se extiende por toda la longitud de los tubos):

$$V = L_t \cdot \pi \left(\frac{D_{c(i)sup}}{2} \right)^2 \quad (\text{AV. 1.1.1} - 33)$$

$$V = 0,48 \text{ m}^3$$

Si se le adiciona un 10% debido al tramo de carcasa comprendido entre el vertedero y el cabezal mayor:

$$V = 0,53 \text{ m}^3$$

Finalmente, habiendo determinado que su presión de diseño es $P_D = 4,4 \text{ atm}$ y que posee un volumen de $V = 0,53 \text{ m}^3$, el calderín de la columna presenta un potencial de riesgo de:

$$PR = 2,16 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{m}^3$$

que, al ser menor que 10, encuadra a este calderín en el grupo 5 (tabla AIV.1-1).

1.2. Intercambiadores de calor líquido-líquido

Se mostrarán los cálculos realizados para cada uno de los intercambiadores líquido-líquido; es decir, para los intercambiadores de acondicionamiento y calentamiento de alimentación de la planta – cambiadores (ICF/D e ICF/W) y calentador (ICF/O)- y para los intercambiadores de refrigeración de las corrientes a almacenar (ICWA e ICWA/W). El procedimiento seguido en el dimensionamiento se expone con detalle para el primer intercambiador líquido-líquido (ICF/D); no obstante, se comentarán posteriormente, también con detalle, las ligeras modificaciones con respecto a éste del procedimiento de cálculo del calentador ICF/O, por un lado, y del refrigerador ICWA/D e ICWA/W.

1.2.1. Intercambiador líquido-líquido ICF

Seguidamente, se indicarán los pasos básicos llevados a cabo en el dimensionamiento de los intercambiadores líquido-líquido, ilustrados en el ejemplo de cálculo de ICF; con respecto al diseño mecánico de éstos, los pasos básicos expuestos en el apartado para el calderín C serán aplicados directamente (para los intercambiadores líquido-líquido únicamente existe un diámetro de carcasa).

1.2.1.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/D

1. Definir los fluidos presentes en el intercambio calorífico, sus temperaturas de entrada y trayectoria de flujo de los mismos:

- Fluido frío (circulación por la carcasa): parafinas líquidas procedentes de la alimentación a la planta proyectada –presión aproximada de 2 atm- → F: $t_1 = 20\text{ °C}$.
- Fluido caliente (circulación por los tubos): destilado de parafinas líquidas procedentes de la columna –presión aproximada de 2 atm- → D: $T_1 = 74,39\text{ °C}$.

2. Determinar la composición y los caudales molares y másicos de las corrientes parafínicas caliente y fría:

Estos son mostrados, para la corriente caliente, en las tablas del apartado, y para la corriente fría, en las tablas del apartado.

3. Definir la temperatura de salida de la corriente caliente (o de la fría), calcular el calor intercambiado y determinar la temperatura de salida de la corriente fría (o de la caliente):

⇒ Se considerará como temperatura de salida de D: $T_2 = 40\text{ °C}$.

⇒ Al existir únicamente un intercambio de calor sensible (no hay cambio de fase), la energía aportada por D viene dada por la siguiente expresión:

$$Q_{\text{transf}} = C_{p,m,D} \cdot D (T_1 - T_2)$$

Donde $C_{p,m,D}$ es evaluado a la temperatura media, T_m entre T_1 y T_2 :

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = 57,2\text{ °C}$$

$$Q_{\text{transf}} = 188,2\text{ kW}$$

⇒ Para el cálculo de la temperatura de salida de F se tendrá en cuenta que el calor absorbido por esta corriente es igual al aportado por D. Así pues:

$$Q_{\text{transf}} = C_{p,m,F} \cdot F (t_2 - t_1) \Rightarrow t_2 = \frac{Q_{\text{transf}}}{C_{p,m,F} \cdot F} + t_1$$

Donde $C_{p,m,F}$ es evaluado a la temperatura media, t_m entre t_1 y t_2 :

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{20\text{ }^{\circ}\text{C} + t_2}{2} = 10\text{ }^{\circ}\text{C} + \frac{t_2}{2}$$

Tras un proceso de iteración se llega a que:

$$t_m = 25,6\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 31,2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Antes de continuar, debe explicarse por qué se ha tomado como $T_2 = 40,0\text{ }^{\circ}\text{C}$. Bien es sabido que el propósito principal de este cambiador es aumentar lo máximo posible la temperatura de la corriente de alimentación a la planta y, consecuentemente, reducir la del destilado procedente de la columna. Sin embargo, cuanto mayor sea el grado de alcance de este objetivo, menor será la diferencia media de temperatura entre los fluidos y, por consiguiente, mayor será la diferencia media de temperatura entre los fluidos y, por consiguiente, mayor será el tamaño requerido del cambiador; por todo ello, se ha intentado alcanzar una situación de compromiso. Probando en la hoja de cálculo con distintas temperaturas de salida de ambas corrientes debe ser superior a 5°C , debido a que por debajo de este valor las dimensiones del equipo aumentan rápidamente y el calor intercambiado no lo hace de manera apreciable (el factor F_T , indicador de la eficacia del sistema, disminuye a gran velocidad). Así, tras realizar diversas iteraciones, se han dado por aceptables las temperaturas de $T_2 = 40,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $t_2 = 31,2\text{ }^{\circ}\text{C}$, ya que:

$$T_2 - t_2 = 8,8\text{ }^{\circ}\text{C} > 5\text{ }^{\circ}\text{C}$$

5. Determinación del producto del coeficiente global de transferencia de calor y el área total de intercambio de calor ($U \cdot A$): esta etapa es totalmente coincidente con la número 6 expuesta en el apartado. Por tanto, se aplicará directamente:

LMTD

$$LMTD = 30,1\text{ }^{\circ}\text{C}$$

F_T: verificación del empleo de intercambiadores 1-2

$$P = 0,63$$

$$R = 0,33$$

↓ Gráfica AV.1.1.1-1

$$F \cong 1$$

$$U \cdot A_{transf} = \frac{199.631,80 \text{ kJ/h}}{1 \cdot 62,92\text{ }^{\circ}\text{C}} = 3.172,79 \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot \text{K}} = 11.422,04 \text{ W/K}$$

Llegado a este punto se seguirá la siguiente estrategia (coincidente con la llevada a cabo en el apartado): se supondrá un número de tubos, n_t y, a partir de éste, se obtendrá el coeficiente global de transferencia de calor. Conocido este coeficiente y el producto $U \cdot A$, es posible el área total de intercambio de calor y, consecuentemente, la longitud de los tubos. Finalmente, se comprobará la concordancia entre la longitud de tubos calculada, $L_{t, \text{calc}}$ y la real, $L_t = 6,096 \text{ m}$. De manera general, si $L_{t, \text{calc}} > L_t$ o $L_{t, \text{calc}} < L_t$, se repetirá el procedimiento con un valor de n_t superior o inferior al supuesto, respectivamente. El proceso de iteración finalizará cuando se determine el número de tubos que dé lugar a la longitud de tubos de mayor proximidad e inferior a la real.

5. Suposición del número de tubos del intercambiador, $n_{t, \text{sup}}$: esta etapa es totalmente coincidente con la número 7 expuesta en el apartado (con la única salvedad de que el fluido a considerar es una mezcla de parafinas en lugar de aceite térmico). Por tanto, será aplicada directamente, es decir,

Indicar que el número de tubos seleccionado estará restringido por la velocidad que resulte a través de los mismos únicamente cuando ésta sea notablemente superior a 2,4 m/s, ya que pueden ocasionar graves problemas de corrosión y erosión.

$$v_D = 1 \frac{m}{s}$$



Caudal másico destilado por un tubo:

$$D_{m\acute{a}sico,t}^* = \rho_D \cdot v_D \cdot SI_t$$

*Propiedades evaluadas a la temperatura media del destilado.

$$D_{m\acute{a}sico,t} = 309,9 \text{ kg/h}$$



Número de tubos totales (2 pasos por el lado de los tubos):

$$n_t = 2 \frac{D_{m\acute{a}sico}}{D_{m\acute{a}sico,t}} \Rightarrow n_t = 269$$



Disposición cuadrada

$$DO_t = \frac{3}{4}''$$

Número de pasos: 2



$$n_t = 269$$

siendo la nueva velocidad del destilado en el tubo:

$$v_D = 0,73 \text{ m/s}$$

6. Estimación del coeficiente global de transferencia de calor, U y el área de transmisión, A_{transf} : tal y como se citó con cierta extensión en la etapa 8 del apartado, el coeficiente global de transferencia de calor engloba cinco resistencias (resistencia a la convección del fluido exterior del tubo, resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el exterior del tubo, resistencia a la conducción debida a la pared metálica del tubo - puede ser despreciada-, resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el interior del tubo y resistencia a la convección del fluido interior del tubo –a excepción de la primera, las restantes se obtienen de la misma manera que en el apartado-. Por consiguiente, para estimar el coeficiente global de transferencia de calor es imprescindible calcular una de ellas –estarán referidas a la superficie exterior del tubo-).

Coeficiente de convección interno

$$Re = 18787 \in 3000 < Re < 10^6$$

$$Pr = 5 \in 1,5 < Pr < 500$$

↓

$$Nu = 113$$

↓

$$h_i = \frac{Nu \cdot k}{DI_t} \Rightarrow h_i = 861,1 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Finalmente, si se refiere h_i a la superficie externa del tubo:

$$h_{io} = 671,3 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$R_{io} = 14,9 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot K/W$$

Coeficiente de convección externo

La predicción del coeficiente de convección del lado de la carcasa para un fluido en estado líquido se realizará mediante la ecuación de Donohue [43]:

$$\frac{h_o \cdot DO_t}{k} = 0,2 \left(\frac{DO_t \cdot G_e}{\mu} \right)^{0,6} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

valorándose las propiedades que aparecen en esta ecuación a la temperatura media de la alimentación, a excepción de μ_w (viscosidad del fluido en la pared), la cual se evalúa a la temperatura de la pared, T_w .

Como se puede comprobar, la ecuación de Donohue está basada en una velocidad media ponderada, G_e del fluido que circula paralelamente a los tubos y la que fluye a través de los tubos: $G_e = (G_b \cdot G_c)^{1/2}$.

- La velocidad másica, G_b paralela a los tubos es el flujo de masa dividido por el área libre para el flujo en la ventana de la placa deflectora, S_b –la ventana de la placa deflectora es la porción de la sección transversal de la carcasa que no está ocupada por la placa deflectora-. Esta área es igual al área total de la ventana de la placa deflectora menos el área ocupada por los tubos, es decir:

$$S_b = f_b \frac{\pi \cdot D_{c(i)}^2}{4} - N_b \frac{\pi \cdot DO_t^2}{4}$$

Siendo f_b la fracción del área de la sección transversal de la carcasa ocupada por la ventana de la placa deflectora (al disponer de placas deflectoras del 25% -ver apartado de la memoria-, $f_b = 0,1955$) y N_b el número de tubos en la ventana de la placa deflectora (es aproximadamente igual al área fraccional de la ventana multiplicada por el número total de tubos: $N_b = f_b \cdot n_t$).

Por tanto:

Disposición cuadrada

$$DO_t = \frac{3}{4}''$$

Número de pasos: 2

Número de tubos: 52



$$D_{c(i)} = 254 \text{ mm} = 0,254 \text{ m}$$

y sustituyendo en la expresión, teniendo en cuenta, resulta:

$$S_b = 0,062 \text{ m}^2$$

Según la definición dada de G_b :

$$G_b = \frac{F_{\text{másico}}}{S_b} \Rightarrow G_b = 213.083,5 \text{ kg/m}^2 \cdot h$$

- La velocidad másica, G_c para flujo cruzado está basada en el área para flujo transversal entre los tubos de la hilera en la línea central del cambiador, S_c . En un cambiador grande, S_c se puede estimar a partir de la siguiente fórmula:

$$S_c = P_{pd} \cdot D_{c(i)} \left(1 - \frac{DO_t}{p'} \right)$$

siendo P_{pd} la separación entre las placas deflectoras.

Por consiguiente, tendrá que determinarse este espaciamiento. Para ello, las normas [38] establecen el espacio mínimo y máximo entre los deflectores:

- Espaciamiento mínimo, $P_{pd \text{ min}}$. Será el mayor de estos dos valores:

$$1/5 \cdot D_{c(i)} = 50,8 \text{ mm}$$

$$2 \text{ in} = 51 \text{ mm}$$

↓ Tabla AV.1.2.1.1-1

$$P_{pd, \text{min}} = 51 \text{ mm}$$

- Espaciamiento máximo, $P_{pd \text{ máx}}$. Viene impuesto por la siguiente tabla, en función del material y diámetro exterior de los tubos:

MÁXIMA LONGITUD NO SOPORTADA DE TUBO		
Tubería O.D.	Acero al Carbono Acero inoxidable Aleaciones de níquel	Aluminio Aleaciones de cobre
1/4" (6,4)	26" (660)	22" (559)
3/8" (9,5)	35" (889)	30" (762)
1/2" (12,7)	44" (1118)	38" (965)
5/8" (15,9)	52" (1321)	45" (1143)
3/4" (19,1)	60" (1524)	52" (1321)
1" (25,4)	74" (1880)	64" (1626)
1 1/4" (31,8)	88" (2235)	76" (1930)
1 1/2" (38,1)	100" (3175)	87" (2210)

Tabla AV.1.2.1.1-1. Máximo espaciamento entre baffles en "in" (mm).

Entonces, a partir de un $DO_t = 0,75$ in y acero al carbono (concretamente, SA-106 Gr. B) como material, la tabla indica:

$$P_{pd,max} = 60 \text{ in} = 1.524 \text{ mm}$$

Finalmente, se considerará como espaciamento entre los deflectores el valor medio de los calculados:

$$P_{pd} = 787,4 \cong 800 \text{ mm} = 0,8 \text{ m}$$

Sustituyendo en la expresión, se tiene:

$$S_c = 0,12 \text{ m}^2$$

Y según la definición dada de G_c :

$$G_c = \frac{F_{m\acute{a}sico}}{S_c} \Rightarrow G_c = 108.009 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Conocidos G_b y G_c , se determina G_e mediante la expresión:

$$G_e = 151.706 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Ahora sí se está en disposición de afrontar el cálculo del coeficiente de convección externo:

$$\frac{h_o \cdot DO_t}{k} = \frac{110,18}{\mu_w^{0,14}}$$

$$h_o = \frac{553,498}{\mu_w^{0,14}} (*)$$

Como ya se anticipó, para evaluar μ_w es preciso encontrar la temperatura T_w . Así, la temperatura en la pared metálica se calculará a partir de la caída de temperatura a través del fluido interior, ΔT_i . Dicha caída de temperatura, si se considera de manera aproximada que se debe a las resistencias asociadas a la convección, viene dada por la siguiente expresión [43], como una función de la caída global de temperatura ($T_m - t_m$):

$$\Delta T_i = \frac{\frac{1}{\bar{h}_i}}{\frac{1}{\bar{h}_i} + \frac{DI_t}{DO_t \cdot h_o}} \Delta T$$

y, por tanto, la temperatura en la pared de los tubos se determina como:

$T_w = t_m + \Delta T_i$, si el fluido interior es el frío.

$T_w = T_m - \Delta T_i$, si el fluido interior es el caliente.

La estimación de h_o y T_w requiere un cálculo iterativo.

$$T_w = 41,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Finalmente, se llega a que $h_o = 26.300 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$. Si se expresa la resistencia asociada a este coeficiente de convección:

$$R_o = 38 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Coeficientes de ensuciamiento interno y externo

De la tabla (parafinas lineales \rightarrow keroseno – conjunto de parafinas lineales, ramificadas y cíclicas-):

$$R_{si} = R_{so} = 0,002-0,003 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \rightarrow R_{si} = R_{so} = 0,0025 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} = 4,40 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Finalmente, si se refiere R_{si} a la superficie externa del tubo:

$$R_{sio} = 4,40 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot K/W \frac{19,05 \cdot 10^{-3} \text{ m}}{16,56 \cdot 10^{-3} \text{ m}} = 5,06 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot K/W$$

Ahora si, se está en disposición de afrontar el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor:

$$U = 1421,7 \text{ m}^2 \cdot K/W$$

Teniendo en cuenta el resultado del punto 4, es posible determinar el área de transmisión de calor:

$$A_{transf} = 16,2 \text{ m}^2$$

7. Estimación de la longitud y realización del proceso de iteración: la longitud de los tubos vendrá dada por la fórmula:

$$L_t = 6,2 \text{ m} = L_{t,calc} > L_t = 6,096 \text{ m}$$

Espesor de los deflectores, e_{pd}

Las [38] establecen el espesor de los deflectores mediante la siguiente tabla, a partir del diámetro interior de la carcasa y el espaciamiento entre placas:

DIÁMETRO INTERIOR DE LA CARCAZA	ESPESOR DE PLACA				
	DISTANCIA ENTRE DEFLECTORES				
	24 Y MENORES	24 A 36	36 A 48	48 A 60	MAYOR A 60
6 - 14	1/8	3/16	¼	3/8	3/8
15 - 28	3/16	¼	3/8	3/8	½
29 - 38	5/16	5/16	3/8	½	5/8
39 - 60	3/8	3/8	1/2	5/8	5/8

Tabla A.V.1.2.1.1-2 Espesor de los baffles en "in".

$$D_{c(i)} = 254 \text{ mm} \in (6-14 \text{ in})$$

$$P_{pd} = 900 \text{ mm} \in (610-914 \text{ mm})$$



$$e_{pd} = 1/8 \text{ in} = 3,2 \text{ mm}$$

Diámetro de los deflectores, D_{pd}

El diámetro de cada una de las placas deflectoras es prácticamente coincidente con el diámetro interior de la carcasa, es decir:

$$D_{pd} = 0,254 \text{ m}$$

siendo el segmento libre de éstas igual al 25% de dicho diámetro, o lo que es lo mismo, 0,03 m.

Número de deflectores, N_{pd}

El número de deflectores vendrá dado por el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamiento entre los deflectores:

$$N_{pd} = \frac{L_t}{P_{pd}} \Rightarrow N_{pd} = \frac{6,096 \text{ m}}{0,800 \text{ m}} = 7,62 \sim 7$$

Y, finalmente, una vez conocido el número de placas deflectoras, se calculará la distancia entre los deflectores primero y último con el extremo adyacente a ellos del intercambiador, $P_{pd,int}$:

$$P_{pd,int} = \frac{L_t - [(N_{pd} - 1)P_{pd} + e_{pd} \cdot N_{pd}]}{2}$$

⇓

$$P_{pd,int} = 0,33 \text{ m} \in (P_{pd,min} - P_{pd,max}) = (0,098 - 1,524 \text{ m})$$

1.2.1.2. Diseño mecánico del cambiador ICF/D

En este apartado se determinará en primer lugar, el espesor de la carcasa del cambiador, posteriormente el espesor del material aislante que recubre el equipo y, finalmente, se confirmará que el espesor adoptado para los tubos es el adecuado.

Espesor de la carcasa

Para el cálculo del espesor requerido de la carcasa del intercambiador se han considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna.

No obstante, antes de iniciar este cálculo tendrá que aportarse una serie de datos básicos complementarios a los ya expuestos en el apartado comunes a los intercambiadores de carcasa y tubos:

⇒ *Espesor mínimo de pared, t_{\min} :*

Bien por norma o código, o por requerimiento de transporte, etc., se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. Éste será el mayor de los siguientes valores:

- Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + C \Rightarrow t_{\min} (\text{mm}) = 2,5 + 2,5 \text{ mm} = 5,0 \text{ mm}$$

- Exigido por las normas TEMA (incluye el margen por corrosión):

$$D_{c(i)} = 254 \text{ mm} \in (330 - 737 \text{ mm}) \rightarrow t_{\min} = 9,5 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} (\text{mm}) = 5 + C = 5 + 2,5 \text{ mm} = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, $t_{\min} = 9,5 \text{ mm}$

⇒ *Presión de Diseño, P_D*

La determinación de la presión de diseño se realizará aplicando el criterio establecido al respecto en el apartado: teniendo en cuenta que la presión de operación es,

$$P_{\text{operación}} = 2 \text{ atm} = 2,07 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_D = 4,2 \text{ atm}$$

Se debe aclarar una consideración que ha sido realizada. Estrictamente, como presión máxima de operación se ha de tomar la presión de trabajo

más la presión debida a la columna de líquido. Sin embargo, la columna de líquido en el calderín no va a ser superior al diámetro de la carcasa. Por ello, teniendo en cuenta este hecho y que el carácter del cálculo de la presión de diseño es altamente conservador, se ha decidido despreciar el segundo término de la presión máxima de operación.

⇒ *Temperatura de Diseño, T_D*

$$T_D = 74,39\text{ }^{\circ}\text{C} + 20\text{ }^{\circ}\text{C} = 94,4 = 201,9\text{ }^{\circ}\text{F}$$

⇒ *Tensión máxima admisible, S*

Según se recoge en las tablas de materiales del [38], para carcasas de SA-283 Gr. C sometidas a una temperatura de hasta 500 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 201,9 °F), la tensión máxima admisible es:

$$S = 20.000\text{ psi} = 137,89\text{ MPa}$$

Una vez expuesta esta serie de datos básicos, es posible afrontar el cálculo del espesor debido a presión interna, $t_{p,int}$. Para ello, las fórmulas correspondientes a la envolvente cilíndrica son coincidentes con las empleadas en el apartado:

- Longitudinal:

$$t_{p,int} = 3 \cdot 10^{-4}\text{ m} = 0,3\text{ mm}$$

- Circunferencial:

$$t_{p,int} = 6 \cdot 10^{-4}\text{ m} = 0,6\text{ mm}$$

Por consiguiente, el espesor del cambiador ICF/D será obtenido a partir del espesor $t_{int}^{min,calc} = 0,6\text{ mm}$. Si se adiciona a éste el margen de espesor por corrosión, queda:

$$t_{int}^c = t_{int}^{min,calc} + C \Rightarrow t_{int}^c = 3,1\text{ mm} < t_{min} = 9,5\text{ mm}$$

Ya que el espesor calculado es inferior al espesor mínimo, se tomará, finalmente, como espesor de la carcasa del equipo el comercial inmediatamente superior a 9,5 mm que, según la tabla es:

$$t_{int} = 9,5\text{ mm}$$

Conocido este espesor, puede determinarse fácilmente el diámetro exterior de la carcasa:

$$D_{c(o)} = D_{c(i)} + 2t_{int} \Rightarrow D_{c(o)} = 0,273 \text{ m}$$

Espesor del aislante

También se está en disposición de calcular el espesor del termoaislante que cubrirá el calderín. Éste será de fibra de vidrio, en su forma de colcha; a partir de la tabla, es posible determinar el espesor del aislante, t_{aisl} conocidas la temperatura de operación y el diámetro nominal:

$$T_D = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$D_{nominal} = 0,559 \text{ m} \rightarrow D = 0,610 \text{ m}$$



$$t_{aisl} = 64 \text{ mm} = 0,064 \text{ m}$$

Como resultado, si se tiene en cuenta este espesor, el diámetro exterior con aislante del cambiador ICF/d es:

$$D_{aisl,c} = D_{c(o)} + 2t_{aisl} \Rightarrow D_{aisl,c} = 0,401 \text{ m}$$

1.2.2. Intercambiador líquido-líquido ICF/W

Para este intercambiador se hará uso de una tabla resumen de los datos para el dimensionamiento.

1.2.2.1. Dimensionamiento del cambiador ICF/W

- Fluido frío (circulación de la carcasa): parafinas líquidas procedentes del cambiador ICF (alimentación a la planta proyectada) –presión aproximada de 2 atm- → F: $t_1 = 31,24\text{ °C}$.
- Fluido caliente (circulación por los tubos): residuo de parafinas líquidas procedentes de la columna –presión aproximada de 2 atm- → W: $T_1 = 134,44\text{ °C}$.

$T_2\text{ (°C)}$	$T_m\text{ (°C)}$	$t_m\text{ (°C)}$	$t_2\text{ (°C)}$
78	106,2	50,1	69

μ	Re	Nu	hi0	Nb	Sb (m^2)	$P_{pdmin}(\text{mm})$
0,0003	23787	127,2	755,3	109,35	0,06	108
k ($\text{W/m} \cdot \text{K}$)	Pr	hi ($\text{W/m}^2 \cdot \text{k}$)	Rio	fb	Gb ($\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$)	$P_{pdmax}(\text{mm})$
0,113	3,92	968,9	0,001	0,405	467946	1524

Ppd (mm)	Sc(m^2)	Ge ($\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$)
816	0,12	333158,8
900	Gc ($\text{Kg/m}^2 \cdot \text{h}$)	
	237195,6	

Iteración para h_0 y T_w

$T_w\text{ (°C)}$	h_0 ($\text{W/m}^2 \cdot \text{k}$)	Δt_i	$R_o\text{ (m}^2 \cdot \text{K/W)}$	R_{sio} ($\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$)
78,14	13946,3	28,08	$2,24 \cdot 10^{-5}$	0,0006
μ_w	h_0 ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$)	$T_w\text{ (°C)}$	$R_{si} = R_{so}\text{ (m}^2 \cdot \text{K/W)}$	U ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$)
0,0002	44583	78,15	0,00044	425,4

Resultado final				
n_t	$V_0(\text{m/h})$	$L_t (\text{m})$	$D_{\text{carcasa}} (\text{cm})$	$U(\text{W/m}^2\cdot\text{K})$
90	7852,8	6,4	30,5	1531,4
$F (\text{Kg/h})$	(m/s)	$A_{\text{transf}}(\text{m}^2)$	(m)	
925,9	2,18	28,5	0,305	

Diseño Mecánico

ESPESOR DE LA CARCASA			
C (mm)	2,5		
$T_{\min} (\text{mm})$	5		$t_{\min} (\text{mm})$
$D_c(i)_{\inf} (\text{in})$	12		7,5
$D_c(i)_{\inf} (\text{m})$	0,305		$t_{\min} (\text{mm})$
$D_c(i)_{\sup} (\text{m})$	0,488	→	9,5

TENSION					
S (psi)	15300	$tp_{\text{int}} (\text{m})$	0,0007	T (°C)	100
S (Mpa)	105	$tp_{\text{int}} (\text{mm})$	0,72	$D_{\text{comercial}} (\text{m})$	0,559
$tp_{\text{int}} (\text{m})$	0,0004	$tp_{\text{int c}} (\text{mm})$	3,22	$t_{\text{ais}} (\text{mm})$	64
$tp_{\text{int}} (\text{mm})$	0,36	$D_c (o) (\text{m})$	0,324	$D_{\text{ais,c}} (\text{m})$	0,452

1.2.3. Intercambiador líquido-líquido ICF/O

1.2.3.1. Dimensionamiento del calentador ICF/O

T_{a1}	355	T_{f3}	69,01
T_{a2}	330	T_{f4}	110

Resultado final						
nt	vo(m/h)	Lt (m)	Dc (cm)	U(W/m ² ·K)	E _{dp} (mm)	N _{dp}
26	20516,9	6,8	20,3	1543,7	4,8	5,1
F (Kg/h)	(m/s)	A _{transf} (m ²)	(m)		D _{dp} (m)	6
2743,3	5,7	6,4	0,203		0,203	

1.2.3.2. Diseño mecánico del cambiador ICF/O

ESPEJOR DE LA CARCASA			
C (mm)	2,5		
tmin (mm)	5		tmin(mm)
Dc(i)inf (mm)	203		9,5

TENSION					
S (psi)	12000	tpint (m)	0,0005	T (°C)	200
S (Mpa)	83	tpint (mm)	0,55	D comercial (m)	0,457
tpint (m)	0,0003	tpint c (mm)	3,05	t ais (mm)	89
tpint (mm)	0,27	Dc (o) (m)	0,241	Dais (m)	0,419

1.2.4. Intercambiador líquido-líquido ICWA/D

1.2.4.1. Dimensionamiento del refrigerador ICWA/D

T _{wa1}	15	T _{d2}	40
T _{wa2}	35	T _{d3}	28

Resultado final				
nt	vo(m/h)	L _t (m)	Dc (cm)	U(W/m ² ·K)
220	464,1	7,38515909	54	872,5
F (Kg/h)	(m/s)	A _{trans} (m ²)	(m)	
54,7	0,129	97,2360681	0,54	

1.2.4.2. Diseño mecánico del refrigerador ICWA/D

ESPESOR DE LA CARCASA			
C (mm)	2,5		
tmin (mm)	5		tmin (mm)
Dc(i)inf (in)	21,3		7,5
Dc(i)inf (m)	0,54		tmin (mm)
Dc(i)sup (m)	0,864	→	9,5

TENSION					
S (psi)	15300	tpint (m)	0,0012	T (°C)	60
S (Mpa)	105	tpint (mm)	1,28	Dc (m)	0,66
tpint (m)	0,0006	tpint c (mm)	3,78	t ais (mm)	38
tpint (mm)	0,638	Dc (o) (m)	0,559	D ais,c (m)	0,635

1.2.5. Intercambiador líquido-líquido ICWA/W

1.2.5.1. Dimensionamiento del refrigerador ICWA/W

Twa1	15	Tr2	78
Twa2	35	Tr3	18,1

Resultado final				
n_t	vo (m/h)	L_t (m)	Dc (cm)	U(W/m²·K)
526	933,5	6,965	73,7	746,4
F (Kg/h)	(m/s)	A_{transf} (m²)	(m)	
110,1	0,259	219,3	0,737	

1.2.5.2. Diseño mecánico del refrigerador ICWA/W

ESPESOR DE LA CARCASA			
C (mm)	2,5		
tmin (mm)	5		Tmin (mm)
Dc(i)inf (in)	19,3		7,5
Dc(i)inf (m)	0,489		tmin (mm)
Dc(i)sup (m)	0,782	→	9,5

TENSION					
S (psi)	15300	tpint (m)	0,0017	T (°C)	100
S (Mpa)	105	tpint (mm)	1,75	D comercial (m)	0,559
tpint (m)	0,00087	tpint c (mm)	4,25	t ais (mm)	64
tpint (mm)	0,87	Dc (o) (m)	0,756	D ias,c (m)	0,884

1.3. Aerorefrigerante AE

Códigos de diseño

Como ya se ha argumentado en la memoria, éstos serán fundamentalmente, el Código ANSI B31.3: “Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code” y la norma API Standard 661: “Air Cooled Exchangers for General Refinery Service”.

Dimensionamiento del aerorefrigerante

El objetivo principal de este apartado va a ser estimar el número de tubos que constituirán el equipo de transferencia de calor y la distribución de los mismos, así como el número y el diámetro de los ventiladores, y otros aspectos adicionales. Para todo ello, será imprescindible partir de una serie de datos conocidos; tales como (su elección ha sido justificada adecuadamente en la memoria):

- Unidad de tiro inducido.
- Número de pasos: 3
- Diámetro exterior de los tubos: $DO_t = 1 \text{ in} = 25,4 \text{ mm}$
- Espesor de pared de los tubos: $e_t = 0,083 \text{ in} = 2,1 \text{ mm}$
- Longitud de los tubos: $L_t = 30 \text{ ft} = 9,144 \text{ m}$.
- Disposición de los tubos: triangular al trebosillo.
- Aletas transversales circulares de aluminio.
- Altura de las aletas: $h_a = \frac{1}{4} \text{ in} = 6,3 \text{ mm}$.
- Espesor de las aletas: $e_a = 0,014 \text{ in} = 0,4 \text{ mm}$.
- Densidad de las aletas: $d_a = 8 \text{ aletas/in} \cong 315 \text{ aletas/m}$.
- Eficacia total del ventilador: $E_v = 75\%$.

A su vez, a partir de éstos, es posible determinar otros datos de interés en los cálculos:

- Sección exterior de los tubos:

$$SO_t = 5,1 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

- Diámetro interior de los tubos:

$$DI_t = 0,02 \text{ m}$$

- Sección interior de los tubos:

$$SI_t = 3,5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

- Pitch:

$$p' \in \left(2, 2 \frac{1}{2} \text{ in} \right) \xrightarrow{h_a = \frac{1}{4} \text{ in (aletas altas)}} p' = 0,064$$

- Espaciamiento entre aletas:

$$E_a = \frac{1 - (d_a \cdot e_a)}{d_a} = 0,003 \text{ m}$$

- Longitud de la aleta:

$$L_a = \pi (DO_t + 2h_a) = 0,12 \text{ m}$$

- Área específica exterior de la superficie del tubo expuesta, A_{mo} :

$$A_{mo} = \pi \cdot DO_t - \pi \cdot DO_t \cdot e_a \cdot d_a = 0,07 \text{ m}^2$$

- Área de una aleta, A_a :

$$\begin{aligned} A_a &= \text{Área del espesor} + \text{área de los extremos} \\ &= 2\pi \frac{(2h_a + DO_t)^2 - DO_t^2}{4} + \pi(2h_a + DO_t)e_a = 0,002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Área específica de la superficie de aletas, A_f :

$$A_f = A_a \cdot d_a = 0,48 \text{ m}^2$$

- Área específica exterior de la superficie de tubo aleteado, A_o :

$$A_o = A_{mo} + A_f = 0,55 \text{ m}^2$$

- Área libre entre dos tubos aleteados:

$$\begin{aligned} A_{air,t} &= \text{Área libre entre zona desnuda de los tubos} \\ &\quad + \text{Área libre entre zona aleteada de los tubos} \\ &= \frac{n^{\circ} \text{aletas}}{\text{tubo}} E_a(p' - DO_t) + \frac{n^{\circ} \text{aletas}}{\text{tubo}} E_a[(p' - (2h_a + DO_t))] = \\ &= \frac{n^{\circ} \text{aletas}}{\text{tubo}} \{E_a(p' - DO_t) + e_a[2h_a + DO_t]\} = 0,34 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diseño mecánico (verificación del espesor de los tubos)

El diseño mecánico de este equipo consiste, en esencia, en la confirmación del espesor adoptado para los tubos.

1.3.1. Dimensionamiento del aerorefrigerante, AE

1. Definir los fluidos presentes en el intercambio calorífico y la trayectoria de flujo de los mismos:

- Fluido frío (circulación por exterior de los tubos, perpendicularmente a éstos): aire atmosférico.
- Fluido caliente (circulación por los tubos): parafinas en estado vapor procedentes del plato 1 de la columna a una presión aproximada de 2,2 atm.

2. Determinar la composición y los caudales molares y másicos de la corriente parafínica, así como la temperatura de entrada y salida de la misma.

La composición molar del vapor es coincidente con la del destilado, presentada en la tabla AV.1.3.1-1. sabiendo que $V = 13.482,46$ kmol/día = 1.042,4 Tn/día, se calcula el caudal molar asociado a cada componente como $V_i = V \cdot y_i$.

Componente	y_i (molar)	V_i (kmol/día)
N-pentano	0,105	1.289,7
N-hexano	0,870	10.667,0
N-heptano	0,024	300,1
N-octano	0	0
N-nonano	0	0

Tabla AV.1.3.1-1: caudales y composiciones molares de la corriente del aerorefrigerante, AE.

Si se desea expresar estos datos en forma de fracciones y caudales másicos, el primer paso consiste en realizar la conversión de y_i a Y_i . Extrapolando estas ecuaciones al caso que ocupa y teniendo en cuenta un valor de la masa molecular media es de 98,405 g/mol de la corriente de interés, se llega a:

$$V_{másico} = \frac{V \cdot M_m}{1.000} \rightarrow V_{másico,i} = Y_{V_i} \cdot V_{másico}$$

Ahora ya se está en disposición de mostrar las tablas anteriores pero referidas a unidades másicas:

Componente	Y _i (másico)	V _{másico,i} (Tn/día)
N-pentano	0,089	1.094,2
N-hexano	0,882	10.809,1
N-heptano	0,029	353,5
N-octano	0	0
N-nonano	0	0

Tabla AV.1.3.1-2. Caudales y composiciones másicas de la corriente del AE.

En relación a las temperaturas de entrada y salida en el aerorefrigerante de la corriente de cabeza de la columna, éstas coinciden, respectivamente con las de rocío y burbuja de la citada corriente, ya que ésta entra en estado de vapor saturado, como consecuencia de la exclusiva retirada de calor de vaporización en el aerorefrigerante, en estado de líquido saturado:

$$T_1 = 89,88 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

3. Calcular el calor intercambiado mediante la siguiente expresión (tal y como se ha referenciado en el párrafo anterior, el aire, a priori, únicamente se absorbe el calor latente de las parafinas):

$$Q_{\text{transf}} = \lambda V' \quad (\text{AV.1.3.1-1})$$

donde λ es evaluado a la temperatura media, T_m entre T_1 y T_2 :

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = 82,14$$

$$Q_{\text{transf}} = 3.326 \text{ kW}$$

4. Establecer las temperaturas de entrada y salida del aire atmosférico: en el presente proyecto, la única misión del aire es actuar como agente refrigerante (condensador); por ello, como se citó en la memoria, aunque en principio su temperatura dependa de las condiciones ambientales, se supondrá como temperatura de uso 25 °C, ya que se considera que, en condiciones climatológicas normales, se corresponde con una situación muy desfavorable.

$$t_2 = 33\text{ }^{\circ}\text{C}$$

5. Calcular el caudal másico de aire para satisfacer los requerimientos energéticos: teniendo en cuenta que el calor cedido por la corriente parafínica es igual al absorbido por el aire atmosférico, se tiene

$$Q_{int} = C_{p_{Air}} \cdot M_{Air}(t_2 - t_1)$$

$$M_{Air} = \frac{Q_{int}}{C_{p_{Air}}(t_2 - t_1)} \text{ (AV. 1.3.1 - 2)}$$

donde $C_{p_{Air}}$ es evaluado a la temperatura media, t_m entre t_1 y t_2 :

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = 29\text{ }^{\circ}\text{C}$$

↓

$$M_{Air} = 1.486.262\text{ kg/h}$$

6. Determinación del producto del coeficiente global de transferencia de calor y el área total de intercambio de calor, $U \cdot A$: según se ha visto para los intercambiadores de carcasa y tubos, tal determinación requiere de los valores de LMTD y F_T ,

LMTD

Aunque se trate de un intercambiador de corrientes cruzadas, LMTD se calcula como si el flujo fuese a contracorriente. Así:

$$LMTD = 53$$

F_T

La LMTD ha sido calculada para una disposición de flujo en contracorriente. Sin embargo, como se ha comentado previamente, la construcción que se empleará será la de intercambiadores de corriente cruzadas (perpendiculares). Por tal motivo, es necesaria la inclusión del término, F_T de manera que corrija la desviación de LMTD. Los valores del

citado término se representan en la figura anterior (TEMA, 8° edición), en función de las variables P y R.

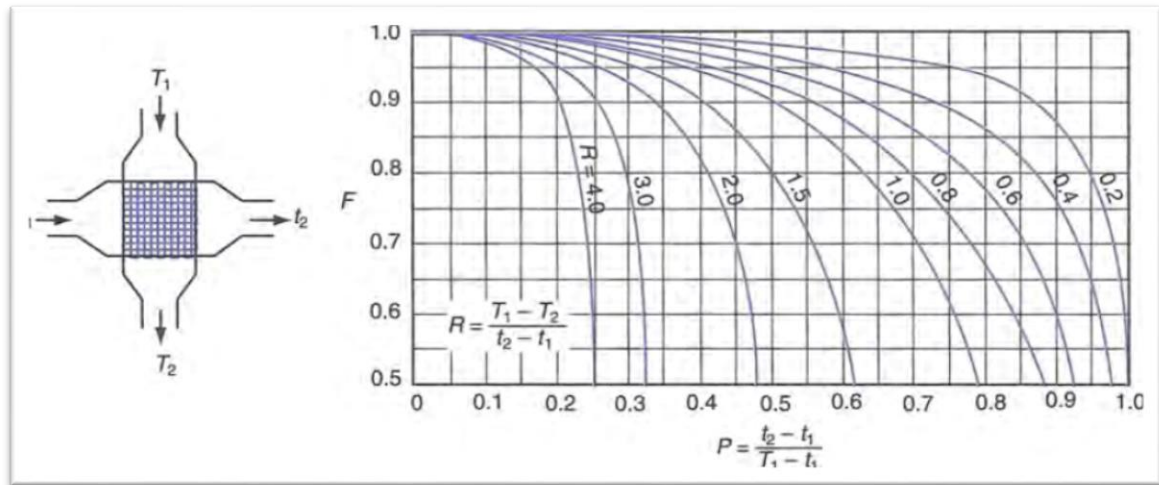


Tabla AV.1.3.1-3: Factor de corrección F_T en intercambiadores de corrientes cruzadas.

$$P = 0,24$$

$$R = 0,52$$

$$F = 1$$

Éste es un resultado lógico, ya que al tener lugar un cambio de fase, la corriente perafínica permanece a una temperatura prácticamente constante y, por tanto, el sistema no experimenta desviación con respecto a la contracorriente pura.

Una vez se dispone de los valores de LMTD y F_T, determinamos el producto U·A:

$$U \cdot A_{transf} = 225.706 \text{ kJ/h} \cdot K$$

Llegado a este punto y conociendo de antemano los datos necesarios para el posterior cálculo del coeficiente global de transmisión de calor, se propondrá la siguiente estrategia: se supondrá la velocidad frontal del aire, v_{fa} a partir de la cual y de la dimensiones de los tubos, es posible determinar el número de tubos que integrará cada fila de éstos, n_{tf}. Junto con ello, se debe disponer del número de tubos totales, n_t en el

aerorefrigerante; así, la suposición del número de filas, n_f que es la otra variable de iteración proporcionará directamente el valor de n_t . En relación a n_f hay que tener en cuenta una consideración; generalmente, con el fin de maximizar la eficiencia de la transferencia de calor, es recomendable que sean usadas al menos dos o tres filas de tubos (McKetta, 1992), ya que la disposición de todos los tubos es una única fila daría lugar a una eficiencia de la transferencia de calor muy baja debido a que una cantidad importante de la corriente de aire no contactaría con los tubos. Por este motivo, se resolverán los cálculos, inicialmente, para dos filas de tubos y, posteriormente, se comprobará si es viable un incremento de n_f . Por lo que, una vez que se conoce $v_{fa,sup}$, $n_{t/f,sup}$, $n_{f,sup}$ y $n_{t,sup}$ se estima el coeficiente global de transmisión de calor, U . A partir de U y del producto $U \cdot A$, es posible determinar el valor de A necesario para que se satisfagan los requerimientos energéticos del sistema y, consecuentemente, n_t y n_f , donde ésta última variable como el coeficiente entre n_t y $n_{t/f,sup}$. Si n_f coincide con $n_{f,sup}$, el proceso de iteración se da por concluido. En caso contrario, si $n_f > n_{f,sup}$ o $n_f < n_{f,sup}$, se repetirá el procedimiento con el mismo $n_{f,sup}$ y con un valor de v_{fa} inferior (menor velocidad \rightarrow mayor anchura de la sección \rightarrow mayor número de tubos por fila \rightarrow menor valor de n_f) o superior (viceversa) al supuesto, respectivamente. Cuando $n_f \cong n_{f,sup}$, se calcularán definitivamente todas las variables para un n_t ligeramente superior al obtenido.

7. Suposición de la velocidad estándar del aire y del número de filas:

Velocidad frontal estándar del aire (cálculo del número de tubos por fila)

La velocidad frontal estándar del aire es la velocidad del aire estándar que pasa a través del haz de tubos, según lo cual viene dada por la siguiente expresión:

$$v_{fa} = \frac{Q_{air}}{A_{air}} \quad (AV.1.3.1 - 2)$$

donde Q_{air} es el caudal volumétrico de aire total y A_{air} es el área neta libre para el flujo de aire.

En la suposición del valor de v_{fa} , se tendrá en cuenta dos aspectos:

- En primer lugar, velocidades del aire entre los tubos típicas o recomendadas. No obstante, éstas serán orientativas, ya que no hay un criterio universal al respecto, es decir, sus valores dependen de la fuente seleccionada. Así, de manera general, pueden indicarse los siguientes rangos recomendados:

$$v_{fa} \in (300 - 700 \text{ ft/min}) = (1,5 - 3,6 \text{ m/s}): \text{Perry y col., 2001a.}$$

$$v_{fa} \in (10 - 20 \text{ ft/min}) \cong (3,0 - 6,1 \text{ m/s}): \text{McCabe y col., 1994.}$$

- En segundo lugar, teniendo en cuenta por un lado que v_{fa} impone la anchura de la sección de los tubos, y por otro, que el diámetro del ventilador suele ser próximo a dicha anchura, debe verificarse que la velocidad supuesta debe dar lugar a una anchura de la sección de los tubos comprendida en el rango de los valores de los diámetros comerciales de ventiladores (1,2 – 4,8 m).

Así, inicialmente, como la elección de un valor u otro de velocidad de partida no va a influir sobre el resultado final (únicamente hará más o menos tediosa la iteración), se supondrá una velocidad frontal estándar del aire de 3,25 m/s:

$$v_{fa} = 3,25 \text{ m/s}$$

A partir de esta velocidad, se calculará el número de tubos por fila y la anchura de la sección de los tubos. Para ello, previamente se determinará el caudal volumétrico de aire total:

$$Q_{air} = \frac{M_{air}}{\rho_{air}} \quad (AV. 1.3.1 - 3)$$

$$Q_{air} = 1.276.857,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

*Propiedades evaluadas a la temperatura media del aire.

Área neta libre para el flujo de aire:

$$A_{air} = \frac{Q_{air}}{v_{air}} \quad (AV. 1.3.1 - 4)$$

$$A_{air} = 109,1 \text{ m}^2$$

Número de tubos/fila:

$$\frac{n_t}{f} = \frac{A_{air}}{A_{air,t}} \quad (AV. 1.3.1 - 5)$$

$$n_{t/f} = 326$$

Anchura del haz de los tubos:

$$Anc_{haz} = n_{t/f} \cdot p' \quad (AV. 1.3.1 - 6)$$

$$Anc_{haz} = 20,7 \text{ m}$$

Número de filas (cálculo del número de tubos totales)

Tal y como se comentó al final del punto 6 en relación a la estrategia a seguir, inicialmente se dará solución a un aerorefrigerante con tres filas de tubos:

$$n_f = 3$$

$$n_t = n_f \cdot n_{t/f} \quad (AV. 1.3.1 - 7)$$

$$n_t = 978$$

8. Estimación del coeficiente global de transferencia de calor, U

El coeficiente global de transferencia de calor será calculado teniendo en cuenta las mismas resistencias a las que se veía expuesto el flujo de calor en los equipos de carcasa y tubos (estarán referidas a la superficie exterior real –aletas + tubo desnudo-). Sin embargo, para facilitar los cálculos, se agruparán las resistencias internas en una única (h_i y $R_i \rightarrow R_{i,global}$). Así, U se representa como:

$$U = \frac{1}{R_{i,global} + R_{o,global}} \quad (AV. 1.3.1 - 8)$$

Coeficientes de convección y de ensuciamiento internos

El cálculo del coeficiente de convección interno para condensación a altas velocidades del vapor en el interior de tubos horizontales será realizado a partir de la siguiente expresión recomendada por Akers, Deans y Crosser (Holman, 1998):

$$\frac{h_i \cdot DI_t}{k_l} = 0,026 \cdot Pr_l^{1/3} \cdot Re_m^{0,8} \quad (AV. 1.3.1 - 9)$$

donde Re, que es el número de Reynolds de la mezcla, viene definido como:

$$Re_m = \frac{DI_t}{\mu_l} \left[G_l + G_v \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{1/2} \right] \quad (AV. 1.3.1 - 10)$$

y las propiedades con los subíndices L y V son calculados para el líquido condensado a T_2 y para el vapor saturado a T_1 , respectivamente. Los flujos másicos por unidad de área del líquido G_L y del vapor G_v se calculan como si cada uno ocupase el área total del flujo. Como la condensación es total:

$$G_L = G_v = \frac{\left(\frac{V_t}{SI_t} \right)}{2} \quad (AV. 1.3.1 - 11)$$

Indicar que la expresión (AV. 1.3.1 - 10) es válida para $Re_v > 20.000$ y $Re_l > 5.000$.

Se calculará entonces cada uno de los números adimensionales:

Número de Prandtl, Pr_l

$$Pr_l = 2,8$$

Número de Reynolds, Re_m

$$V_t = \frac{V}{n_t} \text{ (AV. 1.3.1 – 12)} \Rightarrow V_t = 0,01 \text{ kg/s}$$

$$G_L = G_v = 17,5$$

$$Re_m = 38.342$$

Se comprobará que se cumplen las condiciones de validez de la ecuación

$$Re_L = \frac{G_L \cdot DI_t}{\mu_L} \text{ (AV. 1.3.1 – 13)} \Rightarrow Re_L = 7.821$$

$$Re_V = \frac{G_V \cdot DI_t}{\mu_V} \text{ (AV. 1.3.1 – 14)} \Rightarrow Re_V = 47.590$$

Sustituyendo Pr_L y Re_m en la expresión, se llega a:

$$h_i = 876,1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Por otro lado, al igual que se hizo con los intercambiadores de carcasa y tubos, la resistencia de ensuciamiento asociada a las parafinas lineales se tomará de las tablas de las normas TEMA (8ª edición), donde

$$R_{si} = 0,00044 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Entonces, conocidos h_i y R_{si} , puede determinarse la resistencia global interna como:

$$R_{i,global} = \frac{1}{h_i} + R_{si} \text{ (AV. 1.3.1 – 15)} = 0,002 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Finalmente, si se refiere $R_{i,global}$ a la superficie externa del tubo:

$$R_{io,global} = R_{i,global} \frac{A_o}{\pi \cdot DI_t} \text{ (AV. 1.3.1 – 16)}$$

$$R_{io,global} = 0,013 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Coeficientes de convección y de ensuciamiento externos

El cálculo del coeficiente de convección externo a través de las aletas se realizará indirectamente a partir de la fórmula de Joungh (Fernández Díez, 2003):

$$Nu = 0,134 \cdot Re^{0,681} \cdot Pr^{0,33} \cdot FH^{0,2} \cdot FT^{0,1143} \text{ (AV. 1.3.1 – 17)}$$

valorándose las propiedades implícitas de esta ecuación a la temperatura media del aire, y viniendo dados FH Y FT por las siguientes relaciones:

$$FH = \frac{E_a}{L_a} \text{ (AV. 1.3.1 – 18);}$$

$$FT = \frac{E_a}{e_a} \text{ (AV. 1.3.1 – 19)}$$

A continuación, se calculará cada uno de los términos

Número de Prandtl, Pr

$$Pr = 0,73$$

Número de Reynolds, Re

$$(DO_t \text{ en lugar de } DI_t) \Rightarrow Re = 5132,9$$

$$FH = 0,024$$

$$FT = 7,9$$

$$Nu = 24,3$$

$$h'_o = \frac{k}{DO_t} = 104,4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Sin embargo, en estos momentos, este coeficiente de convección está calculado para una fila de tubos. Para hacer constancia en su valor de que se disponen dos filas en lugar de una, se hará uso de la siguiente tabla (Fernández Díez, 2003), que muestra la relación entre “h” para N filas de profundidad y “h” para 10 filas de profundidad:

N	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Tubos tresbolillo	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1
Tubos alineados	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1

Tabla AV.1.3.1-4. Relación entre “h” para N filas de profundidad y para 10 filas de profundidad.

Ya que, según la situación, es de interés la relación entre 1 y 2 filas, se tendrá (disposición de los tubos: triangular al trebolillo):

$$h_o = 127,4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Por otro lado, la resistencia de ensuciamiento asociada al aire atmosférico se tomará de la siguiente tabla [44]:

Tipo de fluido	Factor de suciedad, h · ft ² · °F/Btu	m ² · °C/W
Agua de mar, por debajo de 51,7 °C	0,0005	0,00009
Por encima de 51,7 °C	0,001	0,002
Agua de alimentación de caldera tratada, por encima de 51,7 °C	0,001	0,0002
Fuel oil	0,005	0,0009
Aceite de templar	0,004	0,0007
Vapores de alcohol	0,0005	0,00009
Vapor de agua, libre de aceite	0,0005	0,00009
Aire industrial	0,002	0,0004
Líquido refrigerante	0,001	0,0002

Tabla AV.1.3.1-5. Resistencias de ensuciamiento para fluidos industriales (IV).

Aire atmosférico → aire industrial

$$R_{so} = 0,0004 \text{ h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}/\text{Btu} = 4\cdot 10^{-4} \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$$

Entonces, conocidos h_o y R_{so} , puede determinarse la Resistencia global externa como:

$$R'_{o,global} = \frac{1}{h_o} + R_o \quad (\text{AV. 1.3.1} - 20)$$

$$R'_{o,global} = 0,008 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$$

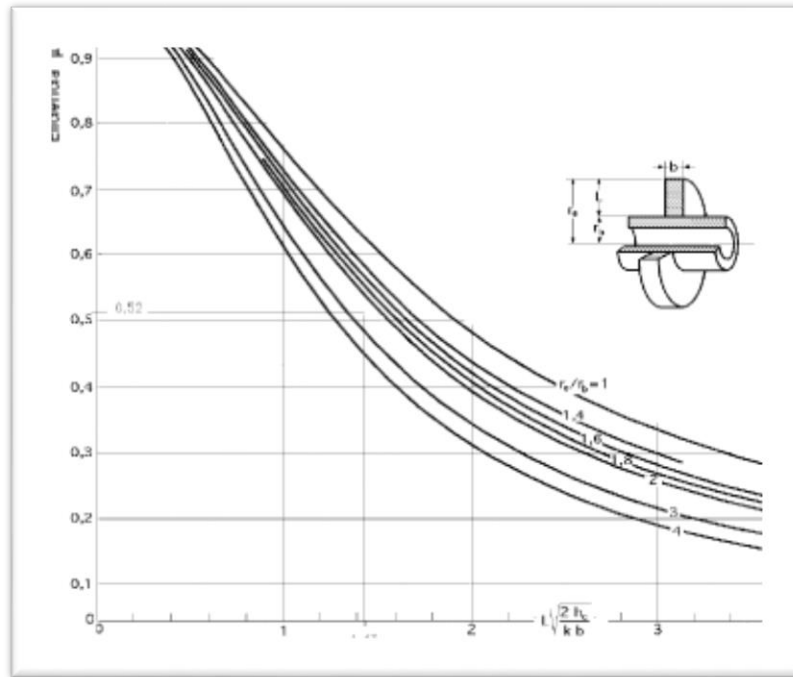
Por último, la resistencia global externa obtenida ha de ser modificada por un elemento corrector, en el que están comprendidos el rendimiento de la aleta (Ω), A_o , A_{mo} y A_f (McKetta, 1992):

$$R_{o,global} = R'_{o,global} \frac{A_o}{\Omega \cdot A_f + A_{mo}} \quad (\text{AV. 1.3.1} - 21)$$

De todas estas variables, únicamente es desconocido el valor de Ω . Por tanto, se emprenderá su cálculo:

Eficacia de la aleta, Ω

Se define la eficacia de la aleta, Ω como el cociente entre la cantidad de calor realmente transferida por la aleta y la cantidad de calor que sería transmitida si toda la superficie de la aleta estuviese a la temperatura de la pared del tubo. Dicha eficacia se puede estimar gráficamente como una función de la geometría de la aleta, la conductividad térmica del material de la aleta, k_a y el coeficiente de convección externo, h_o . Para una aleta circular de espesor constante, dicha relación se ilustra en la figura adjunta (Fernández Díez, 2003):



Gráfica AV.1.3.1-6 .Eficiencia de aletas anulares.

Según el gráfico, tendrá que terminarse previamente el cociente $\frac{h_a + DO_t/2}{DO_t/2}$ y el parámetro $h_a \sqrt{\frac{2h_o}{k_a \cdot e_a}}$. Para ello, a su vez será necesario calcular la conductividad de la aleta (aluminio). Dicha conductividad se evaluará a la temperatura del rocío de las parafinas ($T_1 = 363,3 \text{ K}$), situación extrema y más desfavorable. Interpolando de la tabla anterior, se obtiene:

Aluminio

T (K)	200	273	400	600	800
k (W/m·K)	273	236	240	232	220

Tabla AV.1.3.1-7. Conductividad térmica del aluminio a diferentes temperaturas.

$$K_a = 238,8 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

Por consiguiente,

$$\frac{h_a + DO_t/2}{DO_t/2} = 1,5$$

$$h_a \sqrt{\frac{2h_o}{k_a \cdot e_a}} = 0,35$$

y llevando estos valores a la gráfica AV.1.3.1-6, se obtiene:

$$\Omega = 0,94$$

Entonces, sustituyendo los valores de los términos de la ecuación (AV. 1.3.1 – 21), puede determinarse $R_{o,global}$:

$$R_{o,global} = 0,009 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Ahora si se está en disposición de afrontar el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor:

$$U = 46 \text{ W/ m}^2 \cdot \text{K}$$

9. Etapa de comprobación y proceso de iteración

Como se comentó al final de la etapa 6 con respecto a la estrategia de cálculo, ahora hay que comprobar la concordancia existente entre $n_{f,sup}$ y n_f . Para ello, hay que realizar una serie de estimaciones previas:

- Área necesaria para satisfacer los requerimientos energéticos:

Teniendo en cuenta que $U = 46 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ y $U \cdot A_{transf} = 62.696 \text{ W/K}$, se puede determinar sin problema alguno el área deseada. Es decir

$$A_{transf} = \frac{U \cdot A_{transf}}{U} = 4889,3 \text{ m}^2$$

Número de tubos:

$$n_t = \frac{A_{transf}}{A_{transf,t}} = \frac{A_{transf}}{A_o \cdot L_t} \quad (\text{AV. 1.3.1 – 22})$$

$$n_t = 981$$

Número de filas:

$$n_f = \frac{n_t}{n_{t/f,sup}} \quad (\text{AV. 1.3.1 – 22})$$

$$n_f = 3$$

Entonces, según se explicó al final del punto 6, al ser $n_f = n_{f,\text{sup}}$, se termina aquí el proceso.

10. Determinación del número y del diámetro de los ventiladores.

A la hora de determinar los parámetros referentes a los ventiladores, se tendrá en cuenta una serie de consideraciones que van a incidir directamente en los cálculos:

- a) El diámetro de los ventiladores suele ser ligeramente menor que la anchura del haz de tubos [9].
- b) El montaje del ventilador debe proporcionar un mínimo de $\frac{1}{2}$ a $\frac{3}{4}$ de diámetro entre el ventilador y la base de un intercambiador de tipo forzado, como es el proyectado [9].
- c) Cada ventilador será colocado en una posición tal que el ángulo de dispersión del aire proporcionado no exceda los 45° [1].
- d) Cada ventilador tendrá un tamaño tal que ocupe al menos el 40% del área del haz de tubos que ventila [1].

Así, en estos puntos, se basará el diseño y la disposición de los ventiladores:

Definición del diámetro del ventilador ϕ_{vent} y cálculo del área del ventilador A_{vent}

Según la consideración a), se tiene:

$$\phi_{\text{vent}} \leq \text{Anch}_{\text{haz}}$$

$$A_{\text{vent}} = \pi \frac{\phi_{\text{vent}}^2}{4} \quad (\text{AV. 1.3.1} - 23)$$

Para saber el diámetro del ventilador, cogemos un diámetro comercial, cuyo valor es:

$$\phi_{\text{vent}} = 0,63 \text{ m}$$

Teniendo ya dicho diámetro, podemos calcular dicha área:

$$A_{vent} = 0,32 \text{ m}^2$$

Definición de la distancia entre el ventilador y la base de los tubos, $d_{vent-haz}$

Según la consideración b), se tiene:

$$d_{vent-haz} \geq (1/2 \phi_{vent}, 3/4 \phi_{vent}) = 0,47$$

Comentar que se ha seleccionado el valor superior del intervalo debido a que con éste se consigue, lógicamente, una mayor sección de ventilación.

Cálculo de la sección ventilada, A_{inc}

Como consecuencia de que el ventilador se encuentra a una cierta distancia del haz de tubos y que proporciona a éste un caudal de aire con un determinado ángulo de dispersión, el diámetro de la sección proyectada, ϕ_{proy} por el ventilador es notablemente superior al diámetro del mismo. Como se acaba de comentar, el diámetro de la sección proyectada es función del ángulo de dispersión del aire, α_{air} ; así, si se supone el valor extremos de α_{air} (ver consideración c)), se llega, a partir de consideraciones geométricas a:

$$\Phi_{proy} = 2d_{vent-haz} \cdot \text{tag}(\alpha_{air}) + \phi_{vent} \text{ (AV. 1.3.1 – 24)}$$

$$\Phi_{proy} = 2,9 \text{ m}$$

No obstante, no toda la sección, A_{proy} correspondiente a este diámetro coincide con el área del haz de tubos ventilada, ya que, al tratarse el haz de un frente rectangular, la anchura del mismo, $A_{nc_{haz}}$ siempre será inferior al diámetro, ϕ_{haz} ; por tanto, el área de incidencia, A_{inc} se obtiene restándole a A_{proy} dicho tramo “desviado”, A_{des} ; es decir:

$$A_{proy} = \pi \frac{\phi_{proy}^2}{4} \text{ (AV. 1.3.1 – 25)}$$

$$A_{proy} = 6,7 \text{ m}^2$$

$$A_{des} = 2A_{proy} \left[\frac{\arcsen\left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right)}{180} - \frac{\left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right) \sqrt{1 - \left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right)^2}}{\pi} \right] \quad (AV. 1.3.1 - 26)$$

Calculándose ψ (longitud mínima de tubo que ventila un ventilador) como:

$$\psi = 2 \sqrt{\left(\frac{\phi_{proy}}{2}\right)^2 - \left(\frac{Anc_{haz}}{2}\right)^2} \quad (AV. 1.3.1 - 27)$$

De la expresión anterior, se tiene:

$$\psi = 2,7$$

y sustituyendo en (AV. 1.3.1 - 26):

$$A_{des} = 2A_{proy} \left[\frac{\arcsen\left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right)}{180} - \frac{\left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right) \sqrt{1 - \left(\frac{\psi}{\phi_{proy}}\right)^2}}{\pi} \right] = 3,3m^2$$

Finalmente, teniendo en cuenta la definición dada previamente de A_{inc} :

$$A_{inc} = A_{proy} - A_{des} \quad (AV. 1.3.1 - 28)$$

$$A_{inc} = 3,5 \text{ m}$$

Elección del aerorefrigerante comercial.

Dado que el diámetro del ventilador que se ha calculado resulta ser de 16,7 m y no existen ventiladores con ese valor, el criterio a seguir para la selección del aerorefrigerante se basará en el caudal de aire necesario a aportar. Dicho caudal de aire es de 1.537.464,4 m³/h y al proporcionar el equipo comercial por unidad 88.000 m³/h de aire se necesitará disponer en serie del siguiente número de equipos:

$$n_{AE} = \frac{Q_{Air}}{Q_{Air}/u} = 17,5$$

por lo que finalmente se dispondrá de 18 aerorefrigerantes en serie.

Características generales	
Norma	API Standard 661
Tipo	Tiro inducido
Número de pasos	3
Tubos	
DO _t (mm)	25,4
e _t (mm)	2,1
L _t (m)	9,1
Disposición de los tubos	Triangular al tresbolillo
Aletas	
h _a (mm)	6,3
e _a (mm)	0,4
d _a (aletas/m)	315
L _a (m)	0,12
A _a (m ²)	0,002
Características de diseño	
P (kW)	180
n _{vent}	8/u
n _t	22/u
φ _{vent} (m)	0,63
A _{transf} (m ²)	982,2
Peso (kg)	1150/u

1.3.2. Categoría del aerorefrigerante, AE

⇒ Potencial de riesgo, PR

En primer lugar, se determinará de manera aproximada el volumen del aerorefrigerante. Para ello, hay que tener presente que el principal volumen de éste no lo constituyen los tubos del mismo, sino los cabezales. Por consiguiente, será imprescindible estimar la capacidad de éstos, sabiendo que vienen caracterizados por una altura, una anchura y una profundidad.

- Altura del cabezal, h_{cab}^{AE}

$$h_{cab}^{AE} = (n^{\circ} \text{ de filas} - 1) \cdot \text{distancia entre filas} + \text{diámetro del tubo aleteado} + 200 \text{ mm}^* = (n_f - 1) \frac{p'}{2} \text{tg}(60^{\circ}) + (DO_t + 2h_a) + 200 \text{ mm}$$

*Espesor de las paredes del cabezal y las holguras mínimas necesarias entre tubo y pared del cabezal.

$$h_{cab}^{AE} = 0,26 \text{ m}$$

- Anchura del cabezal, Anc_{cab}^{AE}

$$Anc_{cab}^{AE} = \text{Anchura del haz} + 200 \text{ mm}^* = Anc_{haz} + 200 \text{ mm}^*$$

*Espesor de las paredes del cabezal y las holguras mínimas necesarias entre tubo y pared del cabezal.

$$Anc_{cab}^{AE} = 20,9 \text{ m}$$

- Profundidad del cabezal, Pr_{cab}^{AE}

La profundidad de los cabezales dependerá del diámetro de las tubuladuras que deben usarse. Se supondrá una profundidad estándar de:

$$Pr_{cab}^{AE} = 500 \text{ mm} = 0,5 \text{ m}$$

Por consiguiente, el volumen de un cabezal será:

$$V_{cab}^{AE} = h_{cab}^{AE} \cdot Anc_{cab}^{AE} \cdot Pr_{cab}^{AE} \quad (AV.1.3.2 - 1)$$

$$V_{cab}^{AE} = 2,7 \text{ m}^3$$

Por otro lado, el volumen de un tubo vendrá dado por:

$$V_t^{AE} = SI_t \quad (AV.1.3.2 - 2)$$

$$V_t^{AE} = 3,52 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$$

Finalmente se calculará el volumen del aerorefrigerante como:

$$V_{AE} = 2V_{cab}^{AE} + n_t \cdot V_t^{AE} \quad (AV.1.3.2 - 3)$$

$$V_{AE} = 5,4 \text{ m}^3$$

Así, habiendo determinado que su presión de diseño es $P_D = 4,2 \text{ atm}$ y que posee un volumen de $V = 5,4 \text{ m}^3$, el aerorefrigerante se encuadra en el grupo 5.

Características de los fluidos

Como se ha podido comprobar, el aerorefrigerante trabaja con parafinas lineales (fluidos inflamables) a una temperatura máxima de $94,4^\circ\text{C}$. Por ello, este equipo pertenece al grupo A.

Finalmente, se deduce que los grupos 5 y A dan lugar a la categoría IV, a la cual pertenece el aerorefrigerante, AE.

ANEXO VI

Acumulador de reflujo

Índice del anexo VI. Acumuladores de reflujo

1. Introducción	324
1.1. Código de construcción	324
1.2. Corrosión	324
1.3. Eficiencia de la soldadura	324
1.4. Tipo de material	324
2. Pasos para el dimensionamiento del acumulador de reflujo	325
2.1. Caudal del fluido de operación	325
2.2. Estimación de la capacidad del acumulador de reflujo	326
2.3. Exposición de los datos básicos "mecánicos"	327
2.3.1. Presión de diseño	327
2.3.2. Temperatura de diseño	327
2.3.3. Tensión máxima admisible	327
2.4. Dimensiones óptimas del acumulador de reflujo	327
2.5. Tipo y cálculo de fondo	329
2.6. Espesor del acumulador de reflujo	330
2.6.1. Envolverte cilíndrica	330
2.6.2. Fondo toriesférico Kloppe	330
2.7. Características técnicas del fondo y dimensiones	331
2.8. Cálculo del espesor del aislante del acumulador de reflujo	332
2.9. Características del soporte	332
2.9.1. Peso total del armado	332
2.9.2. Peso total del líquido de operación	334
2.10. Comprobación de la prueba de presión	336
2.11. Categoría del equipo	337
2.11.1. Potencial de riesgo	337
2.11.2. Características de los fluidos	337

Anexo VI. Acumuladores de reflujo

1. Introducción

El cálculo referente al acumulador de reflujo constará fundamentalmente del dimensionamiento y del diseño mecánico.

Antes de centrar la atención en el botellón de reflujo de manera individual, se mostrarán aquellos aspectos o datos comunes a todos ellos, relacionados especialmente con el diseño mecánico:

1.1. Código de construcción

Código ASME, Sección VIII, División I: Recipientes a Presión.

1.2. Corrosión, C

Teniendo en cuenta los criterios establecidos por [8] en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión, se estimará para los acumuladores de reflujo un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005 \text{ in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,54 \text{ mm}$$

1.3. Eficiencia de la Soldadura, E

Los valores de E para cada caso se recogen en la norma UW-12 del Código ASME-VIII-1. Considerando la siguiente situación:

- Tipo de junta: junta a tope de un dolo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar.
- Control: examinación por zonas.

resulta un valor de eficiencia de la soldadura de $E = 0,80$.

1.4. Tipo de material

Éste será un acero al carbono SA-283 Gr. C.

⇒ Espesor mínimo de pared, t_{\min}

Bien por norma o código, o por requerimientos de transporte, etc., se debe fijar un valor mínimo del espesor de un recipiente. Éste será el mayor de los siguientes valores:

- Exigido por el Código ASME-VIII-1:

$$t_{\min} \text{ (mm)} = 2,5 + C \Rightarrow t_{\min} \text{ (mm)} = 2,5 + 2,5 = 5,0 \text{ mm}$$

- Según la formula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} \text{ (mm)} = 5 + C \Rightarrow t_{\min} \text{ (mm)} = 5 + 2,5 = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, el valor mínimo de espesor de un recipiente será

$$t_{\min} = 7,5 \text{ mm}$$

2. Pasos para el dimensionamiento y el diseño del acumulador de reflujo, ARF

Se indicarán seguidamente los pasos básicos llevados a cabo tanto en el dimensionamiento como en el diseño mecánico del acumulador de reflujo ilustrado en el ejemplo de cálculo de ARF.

2.1. Caudal de fluido de operación

Definir el tipo y las características del fluido de operación (procedencia, composición, caudal y temperatura):

El acumulador de reflujo almacena a una presión próxima a las 2 atm y de manera transitoria el fluido parafínico condensado procedente del aerorefrigerante, AE siendo por tanto la temperatura (de salida del aerorefrigerante), la composición y los caudales molares y másicos de dicha corriente los expuestos en la etapa 2 del dimensionamiento de tal equipo. De todos ellos, cabe resaltar para su posterior aplicación en este apartado:

$$L_{\text{ARF,másico}} = 1.042,4 \text{ Ton/día}$$

$$T_{\text{ARF}} = 74,79 \text{ °C}$$

$$Q_{ARF} = \frac{L_{ARF,másico}}{\rho_L} \Rightarrow Q_{ARF} = 1.719,4 \text{ m}^3/\text{día}$$

2.2. Estimación de la capacidad del acumulador.

Como ya se citó en la memoria, la determinación de la capacidad de los acumuladores de reflujo se realizará en base al tiempo de residencia que las parafinas han de permanecer en su interior. La experiencia en base al tiempo de residencia en unidades similares pertenecientes a otras plantas indica que el tiempo máximo de residencia que se encuentra en el rango de 15 a 30 minutos; según esto, se considerará:

$$t_{residencia} = 15 \text{ min}$$

Así, a partir de este tiempo y el caudal entrante en el botellón de reflujo, el volumen mínimo de éste ha de ser:

$$V_{min,ARF} = t_{residencia} \cdot Q_{ARF} \Rightarrow V_{min,ARF} = 12,56 \text{ m}^3$$

Teniendo en cuenta las regla heurísticas expuestas en la memoria referentes a las características y el dimensionamiento de recipientes [2], este botellón de reflujo, al ser un recipiente con capacidad superior a $1,8 \text{ m}^3$ y comprendida, a su vez, entre $3,8 \text{ m}^3$ y 38 m^3 , nunca se llenará por encima del 90% y consistirá en un tanque horizontal sustentado por silletas (en lugar de una cimentación de hormigón). Según estas consideraciones, para el caso límite de un volumen de llenado del 90% de la capacidad total, se tendrá:

$$V'_{ARF} = \frac{V_{min,ARF}}{0,9} = 13,96 \text{ m}^3$$

Este será el volumen; el volumen final será ligeramente superior.

2.3. Exposición de los datos básicos “mecánicos”

2.3.1. Presión de Diseño, P_D

La determinación de la presión de diseño será realizada aplicando el criterio establecido al respecto en el apartado 2.1 del anexo IV; teniendo en cuenta que:

$$P_{op,max} = 2,2 \text{ atm}$$

$$P_D = 4,2 \text{ atm}$$

2.3.2. Temperatura de Diseño, T_D

La temperatura máxima de operación en el acumulador ARF es 74,79 °C. Así, la temperatura de diseño será:

$$T_D = 74,79 \text{ °C} + 20 \text{ °C} = 94,79 \text{ °C} = 202,62 \text{ °F}$$

2.3.3. Tensión máxima admisible, S

Según se recoge en las tablas de materiales del Código ASME B31.3, para carcasas de SA-283 Gr. C sometidas a una temperatura de hasta 300 °F (temperatura inmediatamente superior a la de diseño, 202,62 °F), la tensión máxima admisible es:

$$S = 16.100 \text{ psi} = 111,01 \text{ MPa}$$

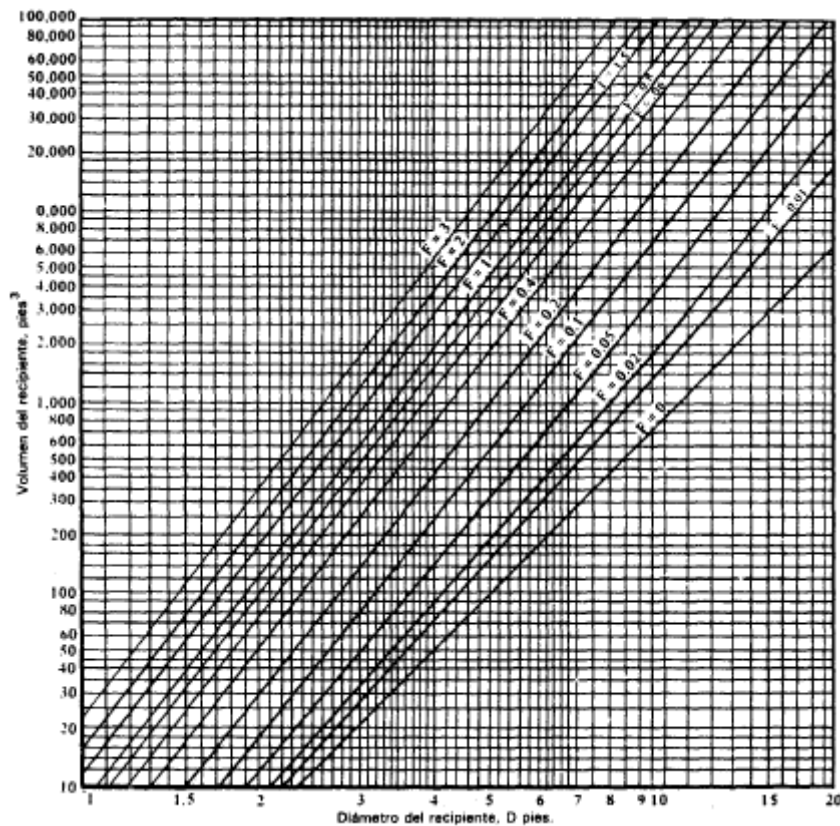
2.4. Dimensiones óptimas del acumulador de reflujo

Para construir un recipiente de cierta capacidad con el mínimo material, debe determinarse la relación correcta de la longitud al diámetro. Dicha relación óptima se hallará de manera aproximada mediante el procedimiento siguiente [8]:

Coefficiente F ,

$$F = \frac{P_D}{C \cdot S \cdot E} \Rightarrow F = 0,91 \text{ m}^{-1} = 0,18 \text{ ft}^{-1}$$

A partir del factor F y del volumen aproximado del acumulador V'_{ARF} , es posible estimar a través de la siguiente representación, conocida como *gráfico de Abakians*, el valor del diámetro óptimo (F en “in”):



Gráfica (AVI. 2.4-1). Determinación del tamaño óptimo del recipiente.

De los datos anteriores del coef. F y el volumen del recipiente estimado, V'_{ARF} ; mediante la gráfica (AVI. 2.4-1), se tiene que el diámetro del acumulador de reflujo es

$$D_{ARF} \cong 4 \text{ ft} = 2,103 \text{ m.}$$

Para diámetros estándares de recipientes, el diámetro comercial superior más próximo a 2,103 m es:

$$D_{i,ARF} = 1,22 \text{ m}$$

Cálculo de la presión debida a la columna:

$$P_{col} = \rho_L \cdot g \cdot D_{i,ARF} \Rightarrow P_{col} = 7.250 = 0,07 \text{ atm}$$

Así pues, teniendo en cuenta el pequeño valor de esta presión y el carácter altamente conservador del cálculo de la presión de diseño, se

considerará que dado que la presión máxima de operación es superior, resulta despreciable.

Longitud de la carcasa cilíndrica:

$$V_{\text{carc,cil}} = V_{\text{ARF}} = L_{\text{carc,cil}} \cdot \pi \cdot D_{i,\text{ARF}}^2$$

$$\Downarrow$$

$$L_{\text{carc,cil}} = \frac{V_{\text{carc,cil}}}{\pi \left(\frac{D_{i,\text{ARF}}}{2} \right)^2} \Rightarrow L_{\text{carc,cil}} = 11,96 \text{ m}$$

Se puede comprobar, según la primera de las expresiones anteriores que se ha considerado un tanque de cabezales planos, ya que se ha hecho coincidente el volumen de la carcasa cilíndrica y el volumen total del acumulador de reflujo. No obstante, ésta ha sido una simplificación con el fin de facilitar la determinación de manera aproximada de las dimensiones óptimas del recipiente. Con la posterior inclusión de los cabezales, el diámetro del acumulador permanecerá invariable, mientras que la longitud y, consecuentemente el volumen del mismo se modificará parcialmente.

2.5. Tipo y cálculo del fondo del acumulador de reflujo

El acumulador de reflujo, además de su cuerpo principal constituido por una carcasa cilíndrica, constará de dos cabezales extremos idénticos. Dichos cabezales serán toriesféricos, concretamente de tipo Klopper, debido a que no se cumplen ninguna de las condiciones que recomiendan el uso del tipo Korbogen en recipientes horizontales (presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm² y temperatura de diseño superior a 350 °C).

Características técnicas de los fondos Klopper:

- Radio mayor, L: $\Rightarrow L \cong D_i = 1,22 \text{ m}$
- Radio menor, r: $\Rightarrow r \cong \frac{D_i}{10} = 0,12 \text{ m}$
- Altura, H: $\Rightarrow H \cong 0,2D_i = 0,24 \text{ m}$

- Altura faldilla, h: ver ecuación
- Volumen, V: $V = 0,1 \cdot L^3 = 0,18 \text{ m}^3$

2.6. Espesor del acumulador de reflujo

Para el cálculo del espesor requerido del acumulador de reflujo se han considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna. Cabe indicar que todo el tanque presentará un espesor constante, siendo éste el mayor de los requeridos para cada sección del mismo.

Así, para el propósito, se emplearán las fórmulas del espesor debido a presión interna, $t_{p,int}$ correspondientes a la envolvente cilíndrica y fondo toriesférico, de acuerdo con el Código ASME-VIII-1.

2.6.1. Envolvente cilíndrica

- Longitudinal:

$$t_{P,int} = \frac{P_D (Pa) \left(\frac{D_i (m)}{2} \right)}{2 \cdot S (Pa) \cdot 0,8 + 0,4 \cdot P_D (Pa)} = 0,7 \text{ mm}$$

- Circunferencial:

$$t_{P,int} = \frac{P_D (Pa) \left(\frac{D_i (m)}{2} \right)}{S (Pa) \cdot 0, -0,6 \cdot P_D (Pa)} = 1,4 \text{ mm}$$

2.6.2. Fondo toriesférico tipo Kloppe

$$\frac{L}{r} = 10 < 16,6$$

$$M = 0,25 \left[3 + \sqrt{\left(\frac{L (m)}{r (m)} \right)} \right] = 1,541$$



$$t_{P_{int}} = \frac{P_D(Pa) \cdot L(m) \cdot M}{2 \cdot S(Pa) \cdot 0,8 - 0,2 \cdot P_D(Pa)} = 2,14 \text{ mm}$$

De tal manera que, el espesor del acumulador de reflujo, t_{ARF}^C será obtenido a partir del mayor de los anteriores, es decir, $t_{ARF}^{\min, calc} = 2,14 \text{ mm}$. A su vez, si se le adiciona a éste el margen de espesor por corrosión, resulta:

$$t_{ARF}^C = t_{ARF}^{\min, calc} + C \text{ (AVI. 2.6.2-1)} \Rightarrow t_{ARF}^C = 4,64 \text{ mm}$$

Aunque, el espesor escogido será el comercial inmediatamente superior a 4,64 mm. A partir de la tabla de espesores estándares (Figura AIV.2.3-1), podemos decir que:

$$t_{ARF} = 4,8 \text{ mm}$$

$$D_{o, ARF} = D_{i, ARF} + 2t_{ARF} = 1,23 \text{ m}$$

2.7. Características técnicas del fondo y dimensiones del acumulador

Cálculo de las características técnicas de los fondos Klopper:

- Radio mayor, L: $L = 1,22 \text{ m}$
- Radio menor, r: $r = 0,12 \text{ m}$
- Altura, H: $H = 0,2 \cdot L = 0,24 \text{ m}$
- Altura faldilla, h: $h = 3,5 \cdot t_{comercial} = 16,8 \text{ mm}$
- Volumen, V: $V = 0,1 \cdot L^3 = 0,18 \text{ m}^3$

$$L_{ARF} = L_{carc, cil} + 2H_{f, klo} = 12,4 \text{ m}$$

$$V_{ARF} = V_{carc, cil} + 2V_{f, klo} = 14,3 \text{ m}^3$$

$$\frac{V_{min, ARF}}{V_{ARF}} = 0,88 < 0,9$$

Por lo que podemos decir que cumple con lo expuesto desde un principio.

2.8. Cálculo del espesor del aislante de acumulador de reflujo

El material aislante será de fibra de vidrio, en su forma de colcha; a partir de la tabla, es posible determinar el espesor del aislante, t_{aisl} (Fig. AIV.2.5-1).

$$T_D = 94,79 \text{ °C} \rightarrow T = 100 \text{ °C}$$

$$D_{\text{nominal}} = 1219 \text{ mm} \rightarrow D > 762 \text{ mm}$$

Por lo que, el espesor del aislante con los datos anteriores será:

$$t_{\text{aisl}} = 64 \text{ mm} = 0,064 \text{ m}$$

$$D_{\text{aisl,ARF}} = D_{\text{o,ARF}} + 2t_{\text{aisl}} = 1,38 \text{ m}$$

2.9. Características del soporte

2.9.1. Peso total del armado

Peso estructura acero:

- Volumen de la carcasa cilíndrica

$$V_{\text{carc,cil}}^{\text{acero}} = L_{\text{carc,cil}} \cdot \pi \frac{(D_{\text{o,ARF}}^2 - D_{\text{i,ARF}}^2)}{4} \quad (\text{AVI. 2.9.1} - 1)$$

$$V_{\text{carc,cil}}^{\text{acero}} = 0,22 \text{ m}^3$$

- Volumen del fondo klopper

$$V_{\text{f,klo}}^{\text{acero}} = 0,1(D_{\text{o,ARF}}^3 - D_{\text{i,ARF}}^3) \quad (\text{AVI. 2.9.1} - 2)$$

$$V_{\text{f,klo}}^{\text{acero}} = 0,004 \text{ m}^3$$

$$V_{arm,acero} = V_{carc,cil}^{acero} + 2V_{f,klo}^{acero} \text{ (AVI.2.9.1 – 3)}$$

$$V_{arm,acero} = 0,23 \text{ m}^3$$

$$\downarrow \rho_{acero} = 7.750,37 \text{ kg/m}^3$$

$$W_{arm,acero} = 17.431,8 \text{ N}$$

Peso material aislante:

- Volumen de la carcasa cilíndrica

$$V_{carc,cil}^{aisl} = L_{carc,cil} \cdot \pi \frac{(D_{aisl,ARF}^2 - D_{o,ARF}^2)}{4} \text{ (AVI.2.9.1 – 4)}$$

$$V_{carc,cil}^{aisl} = 3,72 \text{ m}^3$$

- Volumen del fondo Klopper

$$V_{f,klo}^{aisl} = 0,1(D_{aisl,ARF}^3 - D_{o,ARF}^3) \text{ (AVI.2.9.1 – 5)}$$

$$V_{f,klo}^{aisl} = 0,08 \text{ m}^3$$

$$V_{arm,aisl} = V_{carc,cil}^{aisl} + 2V_{f,klo}^{aisl} \text{ (AVI.2.9.1 – 6)}$$

$$V_{arm,aisl} = 3,88 \text{ m}^3$$

$$\downarrow \rho_{aisl} = 48 \text{ kg/m}^3$$

$$W_{\text{arm,aisl}} = 1.826,8 \text{ N}$$

Finalmente, para obtener el peso total real del armado, se le agregará a W'_{arm} un 10%, porcentaje que cubre el peso de los elementos tales como tuberías, soldaduras, etc., y los excedentes de peso con que se surte el material dentro de sus tolerancias de fabricación:

$$W_{\text{arm}} = 1,1 W'_{\text{arm}} = 21.184,5 \text{ N}$$

2.9.2. Peso total del líquido de operación

Se considerará como fluido de operación el agua de prueba por su mayor densidad en relación a la de las parafinas ($\rho_{\text{agua,operación}} = 1.000 \text{ kg/m}^3$).

$$W_{\text{operación}} = V_{\text{ARF}} \cdot \rho_{\text{agua,operación}} \cdot g = 140.484,3 \text{ N}$$

Es preciso indicar que el único dato acerca de las silletas que no proporciona la tabla es la localización de las mismas, la cual, tendrá que ser determinada. Con respecto a esto, se tendrán en cuenta dos aspectos:

- Por un lado, en recipientes de espesor de pared pequeño en comparación con el diámetro, como nuestro caso ($D_{\text{nominal, ARF}}/t_{\text{ARF}} = 254$), se recomienda localizar los soportes cerca de las líneas de tangencia de los cabezales, con el fin de utilizar éstos como anillos atiesadores.
- Por otro lado, dada la relativa alta relación $L_{\text{ARF}}/D_{\text{nominal, ARF}}$ (9,8), los soportes no deben ser colocados en los extremos del tanque.

Ante esta situación contradictoria, y sabiendo que la distancia entre la línea de tangencia de un cabezal y la silleta adyacente ($d_{\text{LT-sop}}$) tiene que estar comprendida entre:

$$0,2D_{\text{o,ARF}} \leq d_{\text{LT-sop}} \leq 0,2L_{\text{carc,cil}}$$

$$0,425 \text{ m} \leq d_{\text{LT-sop}} \leq 2,39 \text{ m}$$

Se tomará como $d_{\text{LT-sop}}$ un valor medio entre los dos anteriores, es decir:

$$d_{\text{LT-sop}} = 1,31 \text{ m}$$

Cabe resaltar que, sin duda alguna, ésta es una aproximación; el lugar óptimo para localizar las silletas sería aquel en el cual los momentos flexionantes resultantes fueran iguales tanto en los puntos donde están localizadas las silletas como en el centro de la distancia entre ellas. No obstante, al no ser ésta una unidad prioritaria en el objeto del proyecto, se considerará como suficiente el cálculo llevado a cabo.

Finalmente, se calculará la longitud de las ranuras. Tal y como se citó en la memoria, con el objeto de absorber las dilataciones y expansiones debidas a los cambios de temperatura en tanques cilíndricos, se practicarán ranuras en una de las silletas. La longitud de éstas, L_{ran} será obtenida a partir de la longitud mínima de la ranura, “a” presentada en la tabla inferior, al cual ha sido calculada para absorber las dilataciones térmicas de recipientes de acero al carbono entre 70 °F y 900 °F:

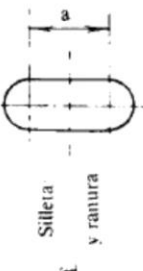
LONGITUD MINIMA DE LA RANURA (DIM. “a”)											
	DISTAN- CIA ENTRE SILLETAS, PIES	PARA LA TEMPERATURA EN °F									
		-50	100	200	300	400	500	600	700	800	900
10		0	0	0	1/4	3/8	3/8	1/2	5/8	3/4	3/4
20		0	0	1/4	3/8	5/8	3/4	1	1-1/8	1-1/4	1-3/8
30		1/4	1/8	3/8	5/8	7/8	1-1/8	1-3/8	1-5/8	1-5/8	2
40		1/4	1/8	3/8	3/4	1-1/8	1-1/2	1-7/8	2-1/8	2-3/8	2-1/2
50		3/8	1/4	1/2	1	1-3/8	1-5/8	2-1/4	2-5/8	3	3-3/8
60		3/8	1/4	5/8	1-1/4	1-5/8	2-1/8	2-3/4	3-1/8	3-5/8	4-1/8
70		1/2	1/4	3/4	1-3/8	1-7/8	2-1/2	3-1/8	3-5/8	4-1/4	4-5/8
80		1/2	3/8	3/4	1-1/2	2-1/8	2-7/8	3-5/8	4-1/8	4-7/8	5-3/8
90		5/8	3/8	7/8	1-3/4	2-3/8	3-1/4	4	4-5/8	5-3/8	6
100		5/8	3/8	1	1-7/8	2-5/8	3-5/8	4-1/2	5-1/8	6	6-5/8

Tabla AVI. 2.9.2-1. Longitud mínima de la ranura “a” (in).

La dimensión “a” depende de la distancia entre silletas, $d_{\text{sop-sop}}$ y la temperatura (se supondrá la de diseño del acumulador). Así,

$$d_{\text{sop-sop}} = L_{\text{carc,cil}} - 2d_{\text{LT-sop}} = 9,32 \text{ m} \cong 30,6 \text{ ft}$$

$$T_D = 212 \text{ °F} \rightarrow T_D = 300 \text{ °F}$$

Por lo tanto, según la tabla anteriormente citada, se tiene que

$$a = 1,25$$

Si se toma L_{ran} igual a “a”, se tiene:

$$L_{\text{ran}} = 1,25$$

Teniendo en cuenta este valor y agregando un margen de seguridad se va a tomar como valor de longitud mínima de ranura $\frac{1}{4}$ in = 31,75 mm.

2.10. Comprobación de la prueba de presión

En el apartado ya se definió de manera general la prueba de presión y se explicó cómo se calcula la presión de prueba hidrostática, P_p . Mediante la expresión, se llega a que:

$$P_p \geq 1,25 \cdot P_D \cdot (S_p/S) = 5,34 \text{ kg/cm}^2 = 5,2 \text{ atm} = 523.694 \text{ Pa}$$

Entonces, se aproximará la presión de prueba hidráulica a 550.000 Pa.

Comprobación de que no se sobrepasa el valor del 90% del límite elástico del material a la temperatura de prueba para los esfuerzos primarios de membrana.

Para ello, se hará uso de la expresión (referida a “ARF” en lugar de “col”), que expresa los esfuerzos generados por presión interna en el fondo tori esférico tipo Klopper (caso más desfavorable), es decir:

$$S \cdot E = 16,32 \text{ MPa}$$

En la tabla puede comprobarse que el límite elástico del acero al carbono SA-283 Gr. C es $E_e = 30.000 \text{ psi} = 206,84 \text{ MPa}$. Por lo tanto, se comprueba que,

$$S \cdot E = 16,32 \text{ MPa} < 0,9E_e = 186,16 \text{ MPa}$$

2.11. Establecer la categoría del equipo

2.11.1. Potencial de riesgo, PR

En el caso del acumulador, ARF, se ha determinado que su presión de diseño es $P_D = 4,4 \text{ atm}$ y que posee un volumen de $V = 14,32 \text{ m}^3$. Así, el potencial de riesgo será:

$$PR = 4,4 \text{ atm} \cdot 14,32 \text{ m}^3 = 63,01 \text{ atm} \cdot \text{m}^3$$

Que encuadra al tanque en cuestión en el grupo 3.

2.11.2. Características de los fluidos

Como se ha podido comprobar, el botellón de reflujo trabaja con parafinas lineales (fluidos inflamables) a una temperatura máxima de $94,79 \text{ }^\circ\text{C}$. Por ello, este equipo pertenece al grupo B.

Finalmente, mediante la tabla se deduce que los grupos 1 y B dan lugar a la categoría I, a la cual pertenece el acumulador, ARF.

ANEXO VII

Depósitos de almacenamiento

Índice del Anexo VII. Depósitos de almacenamiento

1. Introducción	340
1.1. Código de construcción	340
1.2. Corrosión	340
1.3. Tipo de material	342
1.4. Esfuerzos permisibles por condiciones de diseño y de prueba hidrostática	342
2. Depósito de almacenamiento del destilado de la columna DAD	343
3. Depósito de almacenamiento del residuo de la columna DAW	357
4. Depósito de almacenamiento de la alimentación a la columna DAF	361
5. Cálculos de cubetos	365

Anexo VII. Depósitos de almacenamiento

1. Introducción

En presente anexo constará de los cálculos realizados para los diferentes depósitos utilizados en este proyecto. El primer depósito a calcular será el que recibe el destilado de la columna, llamado DAD, en el cual descansarán los componentes desde el pentano hasta el heptano. El siguiente depósito a calcular será el DAW, el cual recibirá, también procedente de la columna, los componentes residuales. Por último, y no menos importante, se calculará el depósito DAF, de él saldrá la nafta ligera (n-pentano al n-nonano) hacia columna.

Aspectos relacionados con el diseño mecánico:

1.1. Código de construcción

Norma API 650 “Steel Tanks for Oil Storage”.

1.2. Corrosión, C

Teniendo en cuenta los criterios establecidos [8] y la API 650 en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión el material usado para el diseño de cada uno de los depósitos es el acero al carbono SA-283 Gr. C, el cual se encuentra dentro del grupo I como se observa en la siguiente tabla AVII.1.2.

Group I As Rolled, Semi-killed		Group II As Rolled, Killed or Semi-killed		Group III As Rolled, Killed Fine-Grain Practice		Group IIIA Normalized, Killed Fine-Grain Practice	
Material	Notes	Material	Notes	Material	Notes	Material	Notes
A 283M C	2	A 131M B	7	A 573M-400		A 131M CS	
A 285M C	2	A 36M	2, 6	A 516M-380		A 573M-400	10
A 131M A	2	G40.21-260W		A 516M-415		A 516M-380	10
A 36M	2, 3	Grade 250	5, 8	G40.21-260W	9	A 516M-415	10
Grade 235	3, 5			Grade 250	5, 9	G40.21-260W	9, 10
Grade 250	6					Grade 250	5, 9, 10
Group IV As Rolled, Killed Fine-Grain Practice		Group IVA As Rolled, Killed Fine-Grain Practice		Group V Normalized, Killed Fine-Grain Practice		Group VI Normalized or Quenched and Tempered, Killed Fine-Grain Practice Reduced Carbon	
Material	Notes	Material	Notes	Material	Notes	Material	Notes
A 573M-450		A 662M C		A 573M-485	10	A 131M EH 36	
A 573M-485		A 573M-485	11	A 516M-450	10	A 633M C	
A 516M-450		G40.21-300W	9, 11	A 516M-485	10	A 633M D	
A 516M-485		G40.21-350W	9, 11	G40.21-300W	9, 10	A 537M Class 1	
A 662M B				G40.21-350W	9, 10	A 537M Class 2	13
G40.21-300W	9					A 678M A	
G40.21-350W	9					A 678M B	13
E 275	4, 9					A 737M B	
E 355	9					A 841, Grade A, Class 1	12, 13, 14
						A 841, Grade B, Class 2	12, 13, 14
Grade 275	5, 9						

Tabla AVII.1.2. Grupo de materiales

Para determinar la corrosión se va a hacer uso del gráfico A.VII.1.2, siendo a través del mismo un valor de 25 mm como máximo no obstante para los depósitos de almacenamiento un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005 \text{ in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,5 \text{ mm}$$

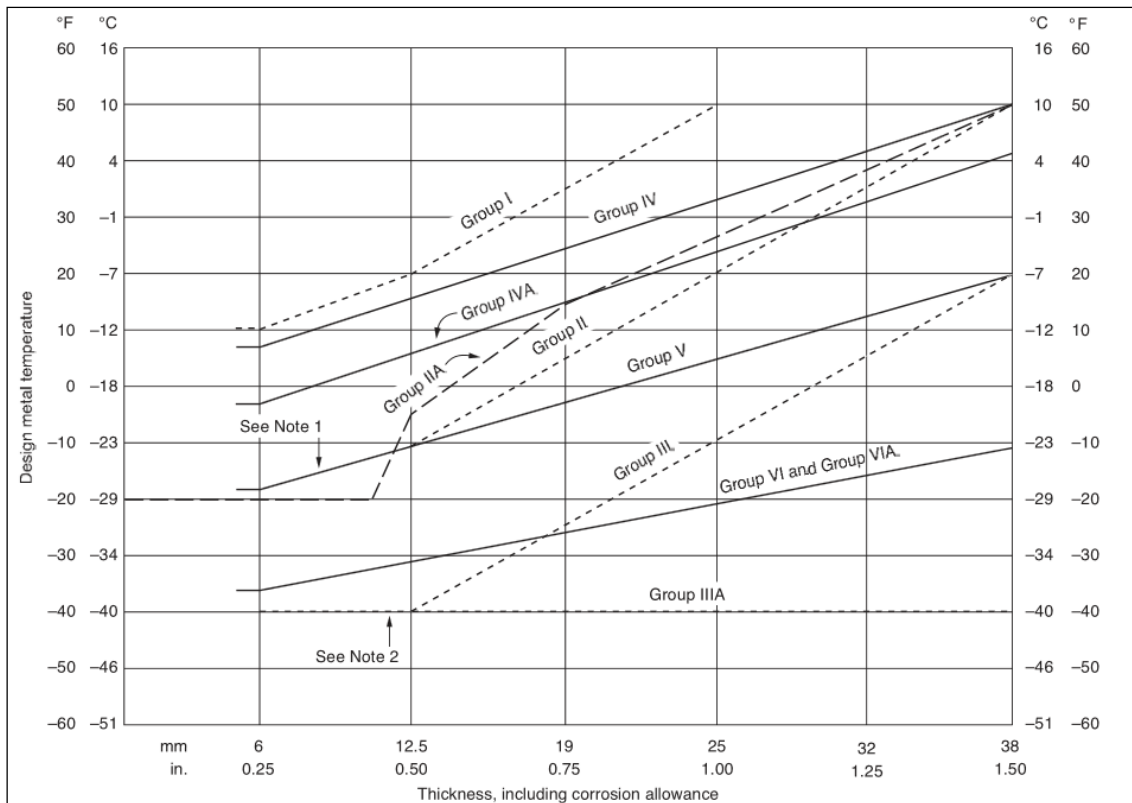


Gráfico A.VII.1.2. Corrosión en función del grupo del material usado

1.3. Tipo de material

Acero al carbono SA-283 Gr. C.

1.4. Esfuerzos permisibles por condiciones de diseño, S_d y de prueba hidrostática, S_t

De la tabla AVII.1.2 obtenemos los esfuerzos de diseño y prueba hidrostática para el acero al carbono SA-283 Gr.C (debidamente recuadrados), es decir:

$$S_d = 137 \text{ MPa}, S_t = 154 \text{ MPa}$$

Plate Specification	Grade	Minimum Yield Strength MPa (psi)	Minimum Tensile Strength MPa (psi)	Product Design Stress S_d MPa (psi)	Hydrostatic Test Stress S_t MPa (psi)
ASTM Specifications					
A 283M (A 283)	C (C)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 285M (A 285)	C (C)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 131M (A 131)	A, B, CS (A, B, CS)	235 (34,000)	400 (58,000)	157 (22,700)	171 (24,900)
A 36M (A 36)	—	250 (36,000)	400 (58,000)	160 (23,200)	171 (24,900)
A 131M (A 131)	EH 36 (EH 36)	360 (51,000)	490 ^a (71,000 ^a)	196 (28,400)	210 (30,400)
A 573M (A 573)	400 (58)	220 (32,000)	400 (58,000)	147 (21,300)	165 (24,000)
A 573M (A 573)	450 (65)	240 (35,000)	450 (65,000)	160 (23,300)	180 (26,300)
A 573M (A 573)	485 (70)	290 (42,000)	485 ^a (70,000 ^a)	193 (28,000)	208 (30,000)
A 516M (A 516)	380 (55)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 516M (A 516)	415 (60)	220 (32,000)	415 (60,000)	147 (21,300)	165 (24,000)
A 516M (A 516)	450 (65)	240 (35,000)	450 (65,000)	160 (23,300)	180 (26,300)
A 516M (A 516)	485 (70)	260 (38,000)	485 (70,000)	173 (25,300)	195 (28,500)
A 662M (A 662)	B (B)	275 (40,000)	450 (65,000)	180 (26,000)	193 (27,900)
A 662M (A 662)	C (C)	295 (43,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 537M (A 537)	1 (1)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 537M (A 537)	2 (2)	415 (60,000)	550 ^a (80,000 ^a)	220 (32,000)	236 (34,300)
A 633M (A 633)	C, D (C, D)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 678M (A 678)	A (A)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 678M (A 678)	B (B)	415 (60,000)	550 ^a (80,000 ^a)	220 (32,000)	236 (34,300)
A 737M (A 737)	B (B)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 841M (A 841)	Class 1 (Class 1)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 841M (A 841)	Class 2 (Class 2)	415 (60,000)	550 ^a (80,000 ^a)	220 (32,000)	236 (34,300)

Tabla AVII.1.4: Esfuerzos permisibles S_d y S_t para metales según API 650.

2. Depósito de almacenamiento del destilado de la columna, DAD

Este tipo de depósito será especial en su cálculo, ya que la naturaleza altamente volátil de los componentes del destilado, en su mayoría hexano y pentano (en menor medida heptano), para la temperatura a la que se va a almacenar, hace que sea necesario el diseño de un almacenamiento capaz de albergar dicho producto con las condiciones mínimas de seguridad dado que al superarse la *temperatura de inflamabilidad* en el almacenamiento se generan los gases iniciadores de la combustión.

Dada la naturaleza de los componentes del destilado para este caso es necesario el almacenamiento con unas características especiales. De forma más concreta se almacenará en un depósito de *techo flotante*.

Los depósitos de techo flotantes disponen de grandes tejados de metal que descansan sobre la superficie del líquido que está siendo almacenado, subiendo o bajando en conjunción con el volumen total del mismo líquido. Los depósitos industriales suelen usar techos flotantes al almacenar productos de petróleo y sus derivados, lo que ayuda a reducir y minimizar la pérdida de producto debido a la evaporación. Hay tres tipos principales de techos flotantes y cada uno es empleado en base a diversas circunstancias y los resultados específicos deseados.

Tipos de techos flotantes:

- Los techos pontón, también conocidos como cubiertas individuales, se componen de varias cámaras cerradas o pontones separados por mamparas radiales, lo que aumenta la estabilidad del techo flotante. La proporción de cada área de pontón con el área total cubierta variará dependiendo del tamaño total del depósito y el líquido almacenado. Fiel a su nombre, el techo tiene una sola cubierta que cubre el líquido, que desciende hacia el centro para permitir que el agua de lluvia fluya hacia un sistema de drenaje. Aunque este tipo de depósito ofrece la menor protección contra la evaporación, también es el más barato y más fácil de instalar.
- El techo de doble cubierta, usa dos cubiertas de placas de acero apiladas separadas sobre toda la superficie del tanque. De esta manera, la superficie del líquido no está en contacto con el lado inferior de la cubierta del techo que está siendo expuesta al sol, maximizando de ese modo la protección contra la evaporación. La cubierta superior se inclina hacia abajo para el sistema de drenaje de agua de lluvia, mientras que la cubierta inferior se inclina hacia arriba para permitir que el vapor de agua esté dentro del tanque para que acumule. El espacio entre las cubiertas se llama bahía flexible, y cuenta con varios compartimentos separados por mamparas radiales. Esta bahía se puede inflar o desinflar basado en las operaciones de llenado o para reducir el agua de lluvia acumulada en la cubierta superior.
- Depósito con techo flotante cubierto, también conocido como un sistema de techo flotante interno, tiene un techo fijado de forma

permanente en la parte superior sobre el techo flotante. Este tipo de escenario ofrece protección para el techo flotante de elementos externos como la lluvia, las heladas y la nieve, lo que minimiza el mantenimiento y los costos de reparación en el largo plazo. Además, los tanques de techos flotantes cubiertos minimizan, y en algunos casos eliminan, la zona gaseosa potencialmente dañina que se acumula con el líquido almacenado y en última instancia conduce a la corrosión ya que el espacio entre el techo flotante y techo fijo está siempre bien ventilada.

Se procede a elegir el último tipo de techo flotante (depósito con techo flotante cubierto), dadas las características de volatilidad del producto con el que se trata y la minimización de los costes asociados al mantenimiento y a la reparación del mismo.

Tipo y las características del fluido de operación

El depósito de almacenamiento DAD almacena, a presión atmosférica, el destilado parafínico de la columna, procedente en última instancia del enfriador ICWA/D.

$$D_m = 314,95 \text{ Ton/día}$$

La temperatura con la que entra en el depósito debe ser baja (temperatura ambiente), ya que antes ha pasado por el enfriador ICWA/D, el cual se ha diseñado con este fin. La temperatura a la que se encontrará el dicho depósito será la ambiente, la cual se ha tomado como referencia:

$$T_{DA} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{diseño}} = 37,8^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} = 57,8^{\circ}\text{C}$$

Teniendo el caudal másico y la temperatura, podemos calcular el caudal volumétrico, es decir:

$$Q_{DA} = \frac{D_m}{\rho_{DA}} \quad (AVII.1 - 1) \rightarrow Q_{DA} = 491,5 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Capacidad del depósito de almacenamiento

Como ya se citó en la memoria, la determinación de la capacidad de los depósitos de almacenamiento se ha realizado en base al tiempo máximo de acopio, el cual ha sido cifrado en dos semanas aproximadamente, es decir:

$$t_{alm} = 3 \text{ días}$$

Así, a partir de este tiempo y el caudal entrante en el depósito, el volumen mínimo de éste ha de ser:

$$V_{min,DA} = t_{alm} \cdot Q_{DA} \text{ (AVII.2-1)}$$

$$V_{min,DA} = 1.474,4 \text{ m}^3$$

Teniendo en cuenta las reglas heurísticas expuestas en la memoria referentes a las características y el dimensionamiento de recipientes [2], este depósito de almacenamiento, al ser un recipiente con capacidad superior a 38 m^3 y, por consiguiente, a $1,8 \text{ m}^3$, nunca se llenará por encima del 90% y consistirá en un tanque vertical sustentado por una cimentación de hormigón. Según estas consideraciones, para el caso límite de un volumen de llenado del 90% de la capacidad total, se tiene:

$$V'_{DA} = \frac{V_{min,DA}}{0,9} = 1.638,3 \text{ m}^3$$

Éste será un volumen de partida; el volumen final será ligeramente superior.

Dimensionamiento del depósito de almacenamiento.

Las dimensiones de los depósitos de almacenamiento serán obtenidas a partir de la tabla adjunta, que muestra los volúmenes resultantes de la combinación de las diferentes alturas y diámetros comerciales existentes para las carcasas cilíndricas de equipos de media y alta capacidad:

Column 1	Column 2	Column 3	Column 4	Column 5	Column 6	Column 7	Column 8	Column 9	Column 10	Column 11
Tank Diameter m	Capacity per m of Height m ³	Tank Height (m) / Number of Courses in Completed Tank								
		3.6 / 2	5.4 / 3	7.2 / 4	9 / 5	10.8 / 6	12.6 / 7	14.4 / 8	16.2 / 9	18 / 10
3	7.07	25	38	51	64	76	—	—	—	—
4.5	15.9	57	86	115	143	172	—	—	—	—
6	28.3	102	153	204	254	305	356	407	—	—
7.5	44.2	159	239	318	398	477	557	636	716	795
9	63.6	229	344	458	573	687	802	916	1,031	1,145
10.5	86.6	312	468	623	779	935	1,091	1,247	1,403	1,559
12	113	407	611	814	1,018	1,221	1,425	1,629	1,832	2,036
13.5	143	515	773	1,031	1,288	1,546	1,804	2,061	2,319	2,576
15	177	636	954	1,272	1,590	1,909	2,227	2,545	2,863	3,181
18	254	916	1,374	1,832	2,290	2,748	3,206	3,664	4,122	4,580
<i>D = 18</i>										
21	346	1,247	1,870	2,494	3,117	3,741	4,364	4,988	5,089	—
24	452	1,629	2,443	3,257	4,072	4,886	5,700	5,474	<i>D = 20</i>	—
27	573	2,061	3,092	4,122	5,153	6,184	6,690	<i>D = 22</i>	—	—
30	707	2,545	3,817	5,089	6,362	7,634	<i>D = 26</i>	—	—	—
36	1,018	3,664	5,497	7,329	9,161	<i>D = 30</i>	—	—	—	—
<i>D = 36</i>										
42	1,385	4,988	7,481	9,975	—	—	—	—	—	—
48	1,810	6,514	9,772	11,966	—	—	—	—	—	—
54	2,290	8,245	12,367	<i>D = 46</i>	—	—	—	—	—	—
60	2,827	10,179	15,268	—	—	—	—	—	—	—
66	3,421	12,316	16,303	—	—	—	—	—	—	—
<i>D = 62</i>										

Tabla AVII.2.1: Diámetros comerciales de depósitos de mediana y alta capacidad.

De la tabla anterior se deduce que la relación $H_{carc,cil}/D_{carc,cil}$ para depósitos de gran capacidad, como en nuestro caso ($V_{carc,cil} > 500 \text{ m}^3$) está comprometida entre:

$$\left(\frac{H_{carc,cil}}{D_{carc,cil}}\right)_{min} = \frac{3,6 \text{ m}}{66 \text{ m}} = 5,5 \cdot 10^{-2} < \frac{H_{carc,cil}}{D_{carc,cil}} < \left(\frac{H_{carc,cil}}{D_{carc,cil}}\right)_{máx}$$

$$= \frac{18 \text{ m}}{7,5 \text{ m}} = 2,4$$

De manera general, y siempre que el volumen lo permita, se seleccionará una relación próxima a la unidad o ligeramente inferior. Así, si se parte de una relación unitaria y se considera como volumen de la carcasa

cilíndrica el valor de V'_{DA} , la resolución del sistema de dos ecuaciones da lugar a:

$$\frac{H'_{carc,cil}}{D'_{carc,cil}} = 1$$

$$V'_{carc,cil} = D'_{DA} = H'_{carc,cil} \cdot \pi \left(\frac{D'_{carc,cil}}{2} \right)^2 = 1.638,3$$

Con estas dos ecuaciones podemos calcular dichas incógnitas, es decir:

$$D'_{carc,cil} = H'_{carc,cil} = 12,78 \text{ m}$$

Si se toma de la tabla (AVII.2-1) los valores de altura y diámetro inmediatamente superiores a los calculados, se tiene:

$$H_{carc,cil} = 14,4 \text{ m}$$

$$D_{carc,cil} = 13,5 \text{ m}$$

Volvemos a recalcular para obtener el verdadero volúmen de la carcasa cilíndrica, es decir:

$$V_{carc,cil} = 2.061,2 \text{ m}^3$$

Se puede comprobar, según la suposición realizada en la resolución del sistema de ecuaciones, que se ha considerado un depósito de cabezales planos, ya que se han hecho coincidentes el volumen de la carcasa cilíndrica y el volumen total del depósito. No obstante, ésta ha sido una simplificación con el fin de facilitar la determinación de las dimensiones del recipiente. Con la posterior inclusión del cabezal superior cónico (el inferior es plano), el diámetro del equipo permanecerá invariable, mientras que la altura y, consecuentemente, el volumen del mismo se modificarán parcialmente.

Espesor del depósito de almacenamiento

Para el cálculo del espesor requerido del recipiente de almacenamiento se han considerado como controlantes los esfuerzos inducidos por la carga de presión interna. Cabe indicar que todo el depósito

presentará un espesor constante, siendo éste el mayor de los requeridos para cada zona del mismo. Dichas zonas serán: el fondo plano, la carcasa cilíndrica y el techo cónico. No obstante, tal y como se verá a continuación, será determinante una de las dos primeras, quedando las características mecánicas y técnicas de la tercera zona a expensas de aquellas.

Recordar que todas las fórmulas y criterios empleados estarán de acuerdo con la norma API 650.

A) Diseño y cálculo de la carcasa cilíndrica

Para el cálculo del espesor de la carcasa cilíndrica se empleará el denominado “método de un pie” (aplicable en tanques con un diámetro igual o menor a 60,960 m), con el cual se determina el espesor requerido de la pared del tanque, por condiciones de diseño (se calcula con base al nivel del líquido, tomando la densidad relativa del fluido común de operación) y de prueba hidrostática (se obtiene considerando el mismo nivel de diseño, pero ahora utilizando la densidad relativa del agua), tomándose, finalmente, el superior de ambos. No obstante, este espesor resultante en ningún caso será menor que el mayor de los siguientes valores:

- Exigido por la norma API 650

Nominal Tank Diameter		Nominal Plate Thickness	
(m)	(ft)	(mm)	(in.)
< 15	< 50	5	3/16
15 to < 36	50 to < 120	6	1/4
36 to 60	120 to 200	8	5/16
> 60	> 200	10	3/8

Tabla AVII. 2-2: Espesor mínimo de carcasa para depósitos según API 650 (no incluye margen por corrosión).

$$D_{carc,cil} = 13,5 \text{ m} < 15 \text{ m} \xrightarrow{\text{tabla AVII.2-2}} t_{min} = 5 \text{ mm} + C = 7,5 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros al carbono)

$$t_{min} \text{ (mm)} = 5 + C \Rightarrow t_{min} = 5 + 2,5 = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, $t_{min} = 7,5 \text{ mm}$.

- Espesor por condiciones de diseño, t_d

$$t_d = \frac{4.900 D_{carc,cil} (H_{liq} - 0,3) G}{S_d} + C \quad (AVII.2 - 1)$$

siendo H_{liq} la altura de diseño del nivel del líquido y G la densidad relativa del fluido a almacenar (todas las variables en el SI de unidades).

Calculamos las variables desconocidas de la expresión anterior:

- ❖ Altura de diseño del nivel del líquido, H_{liq}

Ésta es la altura máxima del líquido en el depósito de almacenamiento. En condiciones normales de operación, dicha altura será la correspondiente a un volumen $V_{min,DA}$ de un depósito de diámetro $D_{carc,cil}$, es decir:

$$H_{liq} = \frac{V_{min,DA}}{\pi \left(\frac{D_{carc,cil}}{2} \right)^2} \quad (AVII.2 - 2)$$

$$H_{liq} = 10,3 \text{ m}$$

Aún así, como medida de seguridad (prueba de presión y otros “acontecimientos”), se tomará como la altura total de la carcasa cilíndrica:

$$\mathbf{H_{liq} = 14,4 \text{ m}}$$

- ❖ Densidad relativa del fluido a almacenar, G

$$G = \frac{\rho_{DA}}{\rho_{Ag}} \quad (AVII.2 - 3)$$

$$G = 0,640$$

Entonces, sustituyendo en la ecuación AVII.2-1 éstas y otras variables expuestas en etapas precedentes, se obtiene:

$$t_d = 6,83 \text{ mm}$$

- Espesor por prueba hidráulica, t_h

$$t_h = 6,38 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores de t_{\min} , t_d , t_h , y $t_{\text{comercial}}$ resulta que el espesor de la carcasa ha de ser mayor o igual a:

$t_d = 6,83 \text{ mm}$
$t_h = 6,38 \text{ mm}$
$t_{\min} = 7,5 \text{ mm}$
$t_{\text{comercial}} = 7,9 \text{ mm}$

Dado que el espesor comercial es el inmediatamente superior a través de la tabla AIV.2.3-1 se toma como medida de diseño para la carcasa cilíndrica.

B) Diseño del fondo inferior plano

El espesor requerido para el fondo plano del tanque de almacenamiento será el mayor de los siguientes valores:

❖ Exigido por la norma API 650:

SI Units				
Plate Thickness ^a of First Shell Course (mm)	Stress ^b in First Shell Course (MPa)			
	≤ 190	≤ 210	≤ 220	≤ 250
$t \leq 19$	6	6	7	9
$19 < t \leq 25$	6	7	10	11
$25 < t \leq 32$	6	9	12	14
$32 < t \leq 38$	8	11	14	17
$38 < t \leq 45$	9	13	16	19

Tabla AVII. 2-3: Espesor mínimo de fondo plano para depósitos según API 650 (no incluye margen por corrosión).

Los espesores especificados en la tabla superior están basados en una cimentación bien compactada que proporcione un soporte uniforme debajo de todo el fondo del recipiente, y dependen del espesor nominal de la carcasa cilíndrica, $t_{\text{carc,cil}}$ y del esfuerzo generado en la carcasa cilíndrica durante la prueba hidrostática, S'_h . En relación a esta última variable, su cálculo se realiza, según la definición dada, a partir de la expresión (AVII.2-1):

$$S'_h = \frac{4.900 D_{\text{carc,cil}} (H_{\text{liq}} - 0,3)}{t_h} \quad (\text{AVII.2} - 3)$$

$$S'_h = 118,1 \cdot 10^6 \text{ Pa} = 118,1 \text{ MPa}$$

Por lo tanto, podemos decir que (ver tabla AVII.2-3):

$$t_{\text{carc,cil}} = 7,9 \text{ mm} < 19 \text{ mm}$$

$$S'_h = 118,1 \text{ MPa} < 190 \text{ MPa}$$

Para estos datos, se tiene

$$t_{\text{min}} (\text{mm}) = 6 + C \Rightarrow t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$$

Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\text{acero}} (\text{mm}) = 5 + C \Rightarrow t_{\text{min}} = 7,5 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores obtenidos t_{min} , t_{acero} y $t_{\text{comercial}}$ siendo este último el que se obtiene a partir de la tabla AIV.2.3-1 resulta que el espesor del fondo ha de ser el mayor de entre todos ellos:

$t_{\text{acero}} = 7,5 \text{ mm}$
$t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$

$$t_{\text{comercial}} = 9,5 \text{ mm}$$

Una vez calculados los espesores comerciales requeridos de la carcasa cilíndrica y del fondo inferior, se considerará como espesor del tanque de almacenamiento el mayor de éstos:

$$t_{DA} = 9,5 \text{ mm}$$

Conocido este espesor, es posible determinar fácilmente el diámetro exterior del recipiente de almacenamiento DAD:

$$D_{o,DA} = D_{i,DA} + 2t_{DA} \text{ (AVII.2-4)}$$

$$D_{o,DA} = 13,52 \text{ m}$$

C) Diseño del techo fijo.

Tal y como se argumentó en la Memoria, el techo del depósito DAD será soportado, ya que su diámetro (13,5 m) es superior al máximo recomendado para que tenga lugar un diseño autosoportado, cuyo valor es de 12,195 m. Por normativa, este diámetro máximo es de 18,288 m.

Como consecuencia de la constancia del espesor del depósito en todos sus elementos, el espesor del techo cónico, t_{cono} tendrá un valor de 9,5 cm. Así, la idea es determinar el ángulo mínimo del cono (menor cantidad de material) que da lugar a un espesor requerido próximo e inferior a:

$$t_{\text{cono}}^{s,C} = t_{DA} - \left(\frac{C}{2}\right)^* \text{ (AVII.2 - 5)}$$

$$t_{\text{cono}}^{s,C} = 8,3 \text{ mm}$$

*Se considera un margen de corrosión inferior ya que el techo cónico no se encuentre en contacto con el líquido almacenado, el cual, adicionalmente, debido a la temperatura de almacenamiento, no genera vapores.

Según la norma API 650, la pendiente de un techo o cónico soportado debe ser de 1:16 o mayor si el usuario lo especifica. De esta forma tenemos:

$$\theta_{cono} = \arctan\left(\frac{1}{16}\right) \text{ (AVII.2 - 6)} \Rightarrow \theta_{cono} = 3,97^\circ$$

que da lugar a unas alturas interior y exterior del techo cónico de:

$$H_{i,cono} = \frac{14,4}{2} \tan(3,97) \text{ (AVII.2 - 7)} \Rightarrow H_{i,cono} = 0,450 \text{ m}$$

$$H_{o,cono} = H_{i,cono} + t_{DA} \text{ (AVII.2 - 7)}$$

$$H_{o,cono} = 0,460 \text{ m}$$

En relación al dimensionamiento y cálculo de la estructura de “aguante”, no se profundizará en ellos. Únicamente comentar que éstos involucrarían los esfuerzos de flexión y corte producidos por una carga uniformemente repartida ocasionada por el peso de las placas del techo y de ciertos elementos de dicha estructura (trabes y largueros).

Cálculo de la altura total del depósito de almacenamiento

$$H_{DA} = H_{c\grave{a}rc,cil} + t_{DA} + H_{o,cono} \text{ (AVII.2-8)}$$

$$H_{DA} = 14,86 \text{ m}$$

Cálculo del volumen del depósito de almacenamiento

El volumen definitivo del depósito de almacenamiento viene dado por la suma de los volúmenes de la carcasa cilíndrica y el techo cónico, a los cuales habrá que restarle el correspondiente a la pendiente de inclinación del 1% presente en el fondo plano, cuya función es facilitar el drenaje del tanque:

$$V_{DA} = V_{\text{carc,cil}} + V_{\text{cono}} - V_{1\%} \text{ (AVII.2-9)}$$

Se determinarán los dos últimos términos, ya que el primer término ya se ha calculado anteriormente:

Volumen del techo cónico

Extrapolando la fórmula del volumen de un cono al caso que ocupa, se tiene:

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \left(\frac{D_{AD}}{2} \right)^2 H_{i,\text{cono}}}{3} \text{ (AVII.2 - 10)}$$

$$V_{\text{cono}} = 21,47 \text{ m}^3$$

Volumen del “cono de drenaje”

Teniendo en cuenta el diámetro del depósito y la pendiente del 1% del cono de drenaje, se obtiene una altura de éste de:

$$H_{1\%} = \frac{1}{100} \frac{D_{DA}}{2} = \frac{1}{100} \frac{13,5 \text{ m}}{2} = 0,07 \text{ m}$$

la cual permite calcular el volumen que ocupa dicho cono y que, por tanto, descuenta el efectivo del depósito:

$$V_{1\%} = \frac{\pi \left(\frac{D_{DA}}{2} \right)^2 H_{1\%}}{3} \quad (AVII.2 - 11)$$

$$V_{1\%} = 3,340 \text{ m}^3$$

Ahora si, a través de la ecuación (AVII.2-9), se está en disposición de determinar el volumen del recipiente DAD:

$$V_{DA} = 2.079,3 \text{ m}^3$$

Así, la fracción máxima de volumen ocupado en el tanque de almacenamiento será:

$$\frac{V_{min,DA}}{V_{DA}} = 0,716 < 0,9$$

D) Diseño de techo flotante interno.

El cálculo del espesor del techo móvil interno, el cual estará en contacto directo con el producto, viene asignado por el mayor de los dos espesores que se obtengan a través de las siguientes expresiones:

$$t_d = \frac{2,6 \cdot D \cdot (H - 1) \cdot G}{S_d} + C = 2,5 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{2,6 \cdot D \cdot (H - 1) \cdot G}{S_h} = 1,36 \cdot 10^{-3} \text{ mm}$$

Dadas las características derivadas del esfuerzo admisible 154 MPa y 137 MPa y teniendo en cuenta mediante la tabla AVII.2-3 el espesor mínimo ha de ser:

$$t_{\min} (\text{mm}) = 6 + C \Rightarrow t_{\min} = 8,5 \text{ mm}$$

Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\text{acero}} (\text{mm}) = 5 + C \Rightarrow t_{\text{acero}} = 7,5 \text{ mm}$$

Finalmente considerando todos los espesores calculados, así como el comercial obtenido gracias a la tabla AIV.2.3-1, se opta por el mayor de entre todos ellos:

$t_d = 2,5 \text{ mm}$
$t_t = 1,36 \cdot 10^{-3} \text{ mm}$
$t_{\text{acero}} = 7,5 \text{ mm}$
$t_{\min} = 8,5 \text{ mm}$
$t_{\text{comercial}} = 9,5 \text{ mm}$

El espesor comercial usado será de 6 mm, superior tanto al espesor de la carcasa de diseño como al espesor hidrostático de carcasa. Usando este valor se está añadiendo un factor seguridad adicional sobre el cálculo.

Dado que se ha de asegurar que no se ha de acumular una cantidad crítica para la inflamación de los gases, se ha de aplicar un caudal de venteo según la tabla de capacidad necesaria de venteo por efecto térmico en condiciones normales es de 337 Nm³/h para una temperatura de inflamabilidad inferior a los 38°C, siendo en nuestro caso de -6,51°C a una presión de operación aproximadamente de 2 atm.

3. Depósito de almacenamiento del residuo de la columna, DAW

En este punto se aplicarán de forma directa los cálculos al depósito de almacenamiento DAW:

Tipo y características del fluido de operación

$$W_{\text{másico}} = 549,3 \text{ Ton/día}$$

$$T_{\text{DA}} = 18,05 \text{ °C}$$

$$Q_{\text{DA}} = 784,98 \text{ m}^3/\text{día}$$

Cálculo de la capacidad del depósito de almacenamiento

$$t_{\text{alm}} = 3 \text{ días}$$

$$V_{\text{min,DA}} = 2.355,0 \text{ m}^3$$

$$V'_{\text{DA}} = 2.616,6 \text{ m}^3$$

Dimensiones del depósito de alimentación

$$H'_{\text{carc,cil}} = D'_{\text{carc,cil}} = 14,9 \text{ m}$$

$$H_{\text{carc,cil}} = 16,2 \text{ m}$$

$$D_{\text{carc,cil}} = 15 \text{ m}$$

$$V_{\text{carc,cil}} = 2.862,8 \text{ m}^3$$

Cálculo del espesor del depósito de almacenamiento

- Exigido por la norma API 650

$$D_{\text{carc,cil}} = 15 \text{ m (15 to } < 36)$$

$$t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros al carbono)

$$t_{\text{min}} = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, $t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$.

- ❖ Altura de diseño del nivel del líquido, H_{liq}

$$H_{liq} = 13,3 \text{ m}$$

Aún así, como medida de seguridad (prueba de presión y otros “acontecimientos”), se tomará como la altura total de la carcasa cilíndrica:

$$H_{liq} = 16,2 \text{ m}$$

❖ Densidad relativa del fluido a almacenar, G

$$G = 0,699$$

$$t_d = 8,43 \text{ mm}$$

- Espesor por prueba hidráulica, t_t

$$t_t = 7,81 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores de t_{min} , t_d y t_h , resulta que el espesor de la carcasa ha de ser mayor o igual a:

$$t_{carc,cil}^C = 8,43 \text{ mm} (> t_h = 7,81 \text{ mm} > t_{min} = 7,5 \text{ mm})$$

al cual le corresponde un espesor comercial de (tabla AIV.2.3-1):

$$t_{carc,cil} = 9,5 \text{ mm}$$

Diseño del fondo inferior plano

❖ Exigido por la norma API 650:

$$S'_t = 123,02 \text{ MPa}$$

Por consiguiente,

$$t_{carc,cil} = 9,5 \text{ mm} < 19 \text{ mm}$$

$$S'_t = 123,02 \text{ MPa} < 190 \text{ MPa}$$

$$t_{min} = 6 \text{ mm} + C = 8,5 \text{ mm}$$

Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} \text{ (mm)} = 5 + C = 7,5 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores obtenidos, resulta que el espesor del fondo ha de ser mayor o igual a:

$$t_{f,plano}^C = 8,5 \text{ mm} (> t_{\min} = 7,5 \text{ mm})$$

al cual le corresponde un espesor comercial de:

$$t_{f,plano} = 9,5 \text{ mm}$$

Una vez calculados los espesores comerciales requeridos de la carcasa cilíndrica y del fondo inferior, se considerará como espesor del tanque de almacenamiento el mayor de éstos:

$$t_{DA} = 9,5 \text{ mm}$$

Conocido este espesor, es posible determinar fácilmente el diámetro exterior del recipiente de almacenamiento DAW:

$$D_{o,DA} = 15,02 \text{ m}$$

Diseño del techo cónico

$$D_{\text{nominal},DA} = 15 < 15,02 \text{ m} \rightarrow \text{techo cónico soportado}$$

$$t_{cono}^{s,C} = 8,3 \text{ mm}$$

$$\Theta = 3,97^\circ$$

$$H_{i,cono} = 0,562 \text{ m}$$

$$H_{o,cono} = 0,571 \text{ m}$$

5. Cálculo de la altura total del depósito de almacenamiento

$$H_{DA} = 16,8 \text{ m}$$

6. Cálculo del volumen del tanque de almacenamiento.

Volumen del techo cónico

$$V_{cono} = 33,1 \text{ m}^3$$

Volumen del “cono de drenaje”

$$H_{1\%} = 0,08 \text{ m}$$

$$V_{1\%} = 5,3 \text{ m}^3$$

$$V_{DA} = 2644,4 \text{ m}^3$$

Así, la fracción máxima de volumen ocupado en el tanque de almacenamiento será:

$$\frac{V_{min,DA}}{V_{DA}} = 0,891 < 0,9$$

4. Depósito de almacenamiento de la alimentación a la columna, DAF

1.

El depósito de alimentación tiene como objetivo abastecer de materia prima a la columna de destilación. Es necesario este depósito, ya que se parte de la premisa que niega un abastecimiento directo de alimentación por parte de la refinería o cualquier unidad anterior.

$$F_{m\acute{a}sico} = 1000 \text{ Ton/día}$$

$$T_{DA} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{DA} = 1.429,4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

2.

$$t_{\text{almacenamiento}} = 2 \text{ días}$$

$$V_{\text{min,DA}} = 2.858,7 \text{ m}^3$$

$$V'_{DA} = 3.176,4 \text{ m}^3$$

3.

Dimensiones del depósito:

$$H'_{\text{carc,cil}} = D'_{\text{carc,cil}} = 18,24 \text{ m}$$

$$H_{\text{carc,cil}} = 16,2 \text{ m}$$

$$D_{\text{carc,cil}} = 18 \text{ m}$$

$$V_{\text{carc,cil}} = 4.122,4 \text{ m}^3$$

4.

Diseño y cálculo de la carcasa cilíndrica

- Exigido por la norma API 650

$$D_{\text{carc,cil}} = 18 \text{ m (15 to } < 36)$$

$$t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$$

- Según la fórmula (para aceros al carbono)

$$t_{\text{min}} = 7,5 \text{ mm}$$

Por consiguiente, $t_{\text{min}} = 8,5 \text{ mm}$.

- ❖ Altura de diseño del nivel del líquido, H_{liq}

$$H_{\text{liq}} = 16,2 \text{ m}$$

❖ Densidad relativa del fluido a almacenar, G

$$G = 0,68$$

Entonces, sustituyendo en la fórmula x éstas y otras variables expuestas en etapas precedentes, se obtiene:

$$t_d = 9,6 \text{ mm}$$

- Espesor por prueba hidráulica, t_t

$$t_t = 9,1 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores de t_{\min} , t_d y t_h , resulta que el espesor de la carcasa ha de ser mayor o igual a:

$$t_{\text{carc,cil}}^C = 9,6 \text{ mm} (> t_h = 9,1 > t_{\min} = 7,5 \text{ mm})$$

al cual le corresponde un espesor comercial de:

$$t_{\text{carc,cil}} = 11,1 \text{ mm}$$

A) Diseño del fondo inferior plano

❖ Exigido por la norma API 650:

$$S'_t = 126,34 \text{ MPa}$$

Por consiguiente,

$$t_{\text{carc,cil}} = 11,1 \text{ mm} < 19 \text{ mm}$$

$$S'_t = 126,34 \text{ MPa} < 190 \text{ MPa}$$

$$t_{\min} = 8,5 \text{ mm}$$

Según la fórmula (para aceros al carbono):

$$t_{\min} = 7,5 \text{ mm}$$

Finalmente, según los valores obtenidos, resulta que el espesor del fondo ha de ser mayor o igual a:

$$t_{f,\text{plano}}^C = 8,5 \text{ mm} (> t_{\min} = 7,5 \text{ mm})$$

al cual le corresponde un espesor comercial de:

$$t_{f,plano} = 9,5 \text{ mm}$$

Una vez calculados los espesores comerciales requeridos de la carcasa cilíndrica y del fondo inferior, se considerará como espesor del tanque de almacenamiento el mayor de éstos:

$$t_{DA} = 9,5 \text{ mm}$$

$$D_{o,DA} = 18,02 \text{ m}$$

B) Diseño del techo cónico

$$D_{nominal,DA} = 18 < 18,288 \text{ m} \rightarrow \text{techo cónico soportado}$$

$$t_{cono}^{s,c} = 8,3 \text{ mm}$$

$$\theta_{cono} = 3,97^\circ$$

$$H_{i,cono} = 0,506 \text{ m}$$

$$H_{o,cono} = 0,516 \text{ m}$$

5. Cálculo de la altura total del depósito de almacenamiento

$$H_{DA} = 16,7 \text{ m}$$

6. Cálculo del volumen del tanque de almacenamiento.

Volumen del techo cónico

$$V_{cono} = 43,8 \text{ m}^3$$

Volumen del “cono de drenaje”

$$H_{1\%} = 0,09 \text{ m}$$

$$V_{1\%} = 7,63 \text{ m}^3$$

$$V_{DA} = 4.158,5 \text{ m}^3$$

Así, la fracción máxima de volumen ocupado en el tanque de almacenamiento será:

$$\frac{V_{min,DA}}{V_{DA}} = 0,69 < 0,9$$

5. Cálculos del cubeto

El cubeto de retención no es más que el área limitada que se dispone alrededor de los depósitos de almacenamiento para evitar el derrame de las parafinas lineales contenidas en cada uno de los mismos en caso de rotura.

En lo que se refiere al dimensionamiento de los cubetos de los depósitos, cabe destacar tres características a tener en cuenta según las especificaciones de la instrucción complementaria *MIE APQ 1*:

- Tercer párrafo del primer punto del artículo 20: la distancia en proyección horizontal entre la pared del recipiente y el borde interior inferior del cubeto será, como mínimo, de 1 metro.
- En el primer párrafo del punto 3 del mismo artículo se destaca que cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad se establece considerando que tal recipiente no existe, es decir, será el volumen de líquido que pueda quedar retenido dentro del cubeto, incluyendo el del recipiente hasta el nivel de líquido en el cubeto.
- Por último pero no menos importante, en el primer párrafo del apartado c del punto 4 se aclara que para los líquidos de la clase B Cuando un cubeto contenga un solo recipiente, su capacidad será igual al 100 por 100 de la capacidad del mismo.

Al considerar lo anteriormente expuesto se dispondrá de un cubeto para cada uno de los depósitos de forma que:

- Partiendo del volumen de cada uno de ellos.

- Fijando una altura de fondo de 2 m.
- Forma del cubeto será un prisma de base cuadrada.

$$V_{\text{cubeto}} = 2644,4 \text{ m}^3 = A \cdot H$$

donde H es la altura del cubeto.

$$A = \frac{2908,84 \text{ m}^3}{2\text{m}} = 1454,42 \text{ m}^2 = L^2 \rightarrow L = \sqrt{1322} = 38,13\text{m}$$

De esta forma se obtiene que:

Depósito	V (m ³)	A (m ²)	L (m)
DAW	2908,84	1454,42	38,13
DAD	2287,23	1143,62	33,82
DAF	4574,35	2287,18	47,82

La distancia entre los muretes de los diferentes cubetos se va a decidir a partir de los artículos 17 y 18 de la instrucción técnica mencionada, es por lo que a continuación se procederá a realizar el cálculo para determinar la distancia entre dos de ellos:

Considerando los datos relativos al depósito de residuos se va a proceder a demostrar la secuencia de operación y elección de las distancias entre cubetos. Es por ello por lo que mediante el cuadro II.1 del artículo 17 se establece que la distancia mínima será de 15m, sin embargo se opta por 16 m, añadiendo un pequeño margen de seguridad adicional.

Si se le aplica a continuación el coeficiente de reducción del cuadro II.2 cuyo valor es de 0,75 para recipientes cuyo volumen de almacenamiento se encuentre entre 5000 m³ y 2500 m³, se obtiene que la nueva distancia entre el mismo y el resto de depósitos no puede ser menor a:

$$D(m) = 16 \cdot 0,75 = 12\text{m}$$

Tras este cálculo se le aplica un nuevo coeficiente del cuadro II.3. Su valor es de 1,5 dado que se ha considerado “Almacenamiento con venteos de emergencia que permitan el desarrollo de presiones superiores a 0,15 bar”.

$$D(m) = 12 \cdot 1,5 = 18 \text{ m}$$

Dado que se le han implementado a los depósitos con un nivel de seguridad 1 con dos o más medios de protección, se le aplicará a través del cuadro II.4 el coeficiente de reducción de 0,5.

$$D(m) = 18 \cdot 0,5 = 9 \text{ m}$$

En referencia a los cálculos asociados a lo expuesto en el artículo 18:

En primer lugar mediante el cuadro II.5 se realiza la operación siguiente:

$$D_{\text{minima}}(m) = \phi_{\text{depósito}} \cdot 0,5 = 15,02 \cdot 0,5 = 7,51 \text{ m}$$

Tras la determinación de este valor se le aplican los criterios seguidos por el cuadro II.6, usándose un coeficiente de reducción de 0,8 dado que se considera como se expuso anteriormente que se le aplica varios medios de protección de nivel 1.

$$D(m) = 7,51 \cdot 0,8 = 6,01 \text{ m}$$

Al aplicarle un margen de seguridad de un 10% dicha distancia da lugar a 6,6 m. Se usará finalmente la mayor de las medidas obtenidas de entre todos los depósitos como distancia de separación estándar que en el caso que atañe a dicho proyecto es de 8 m.

Depósito	cuadro II.1	cuadro II.2		cuadro II.3		cuadro II.4	
	D(m)	C.reducción	D(m)	C.ampliación	D (m)	C.reducción	D(m)
DAW	16	0,75	12	1,5	18	0,5	9
DAD	16	0,7	11,2	1,5	16,8	0,5	8,4
DAF	16	0,75	12	1,5	18	0,5	9

Depósito	Cuadro II.5			Cuadro II.6		D_{final} (m)
	C.reducción	Diámetros (m)	D(m)	C.reducción	D(m)	
DAW	0,5	15,02	7,51	0,8	6,008	6,6
DAD	0,5	13,52	6,76	0,8	5,408	5,95
DAF	0,5	18,02	9,01	0,8	7,208	8

En lo que se refiere al dimensionamiento del cubeto que contiene a la columna de destilación, intercambiadores de calor, aerorefrigerantes, bombas, y acumulador de reflujo, se realizará prefijando una altura de murete tal y como se estableció con anterioridad de 2 m. El largo del cubeto se considerará como suma de las longitudes de los cubetos más las distancias entre paredes de cubetos por lo que el resultado sería:

$$L(m) = 38,13 + 33,82 + 47,82 + 2 \cdot 8 = 135,77m \cong 136 m.$$

Por otro lado el ancho del cubeto se fijará en unos 35 m con lo que el volumen contenido por el cubeto caso de derrame sería el siguiente:

$$V(m^3) = 136 \cdot 2 \cdot 35 = 9.520 m^3$$

ANEXO VIII

Sistemas de tuberías y bombeo

Índice del anexo VIII. Sistemas de tuberías y bombeo

1. Principios para el diseño. Tramos de tubería a considerar	371
2. Determinación del diámetro óptimo de la conducción	371
2.1. Diámetro exterior	372
2.2. Espesor del termoaislante	375
2.3. Diseño mecánico	376
2.4. Velocidad de flujo	380
2.5. Pérdida de carga	380
2.6. Altura de aspiración neta positiva disponible $NPSH_d$	385
2.7. Cálculos	389

Anexo VIII. Sistemas de tuberías y bombeo

1. Principios para el diseño. Tramos de tubería a considerar

Para llevar a cabo el diseño de las tuberías que componen las distintas líneas de proceso se dividirán éstas en tramos, cada uno de los cuales está formado por la porción de línea comprendida entre dos equipos consecutivos. De esta forma los diferentes aspectos a calcular (diámetro óptimo de la conducción, pérdidas de carga, etc.) se evaluarán independientemente para cada uno de estos tramos.

2. Determinación del diámetro óptimo de la conducción

Un aspecto muy importante a tener cuenta para el diseño del sistema de tuberías es el de la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción y, para cada fluido tiene un valor máximo que no debe ser sobrepasado, ya que de lo contrario puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Tabla AVIII. 2-1: Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

Los valores de la tabla adjunta son más corrientes en la práctica ordinaria. Como se puede comprobar, según sea el tipo de fluido (líquido poco viscoso: $\mu < 0,5$ cP, líquido viscoso: $\mu > 0,5$ cP

o aire o gas –vapor-) y el flujo de éste (por gravedad, entrada a la bomba o salida de la bomba) tendrá que considerarse un intervalo u otro. Generalmente, se escogerá el límite inferior del intervalo seleccionado, ya que se recomienda que las velocidades bajas sean las más utilizadas (salvo que los diámetros de las conducciones resultantes sean excesivamente grandes –flujo por gravedad o circulación de vapores-).

$$Q_{volumétrico} = \frac{M_{másico}}{\rho} \quad (AVIII.3.1 - 1)$$

↓

$$Q_{volumétrico} = v \cdot SI_{tramo} = v \cdot \pi \left(\frac{DI_{tramo}}{2} \right)^2 \quad (AVIII.3.1 - 2)$$

⇓

$$DI'_{tramo} = \sqrt{\frac{4Q_{volumétrico}}{v' \cdot \pi}} \quad (AVIII.3.1 - 3)$$

2.1. Diámetro exterior

Sin embargo, este diámetro interior no será el definitivo. Su utilidad consiste en que será la referencia para determinar el diámetro exterior del tramo objeto de estudio. Para ello, se hará uso de las tablas Tabla AVIII.3.2-1, las cuales muestran los diferentes diámetros nominales, DN_{cond} existentes para las conducciones comerciales, de manera que a cada uno de ellos le corresponde un único diámetro exterior, DO_{cond} . Entonces, se seleccionará como diámetro exterior de cada tramo (y, consecuentemente, como diámetro nominal) el comercial inmediatamente superior al diámetro interior calculado en la etapa 1, salvo que ambos diámetro estén muy próximos entre sí, en cuyo caso se seleccionará el siguiente:

$$DI'_{tramo} \xrightarrow{\text{Tabla AVIII.3.2-1}} DO_{tramo}$$

Éste será el diámetro exterior definitivo del tramo.

Diámetro Nominal NPS		Diámetro Exterior Real		Espesor de Pared		Identificación		Peso del Tubo		ASTM A53 PRESION DE PRUEBA			
Pulgadas in.	Milímetros mm.	(in.)	mm.	Pulgadas (in.)	Milímetros (mm.)	Weight Class	Schedule	lb/pie	kg/m	Grado A		Grado B	
										psi	Kg/cm2	psi	Kg/cm2
1/2	15	0.840	21.3	0.109 0.147	2.77 3.73	STD XS	40 80	0.85 1.09	1.27	700 850	49 60	700 850	49 60
3/4	20	1.050	26.7	0.113 0.154	2.87 3.91	STD XS	40 80	1.13 1.47	1.69 2.20	700 850	49 60	700 850	49 60
1	25	1.315	33.4	0.133 0.179	3.38 4.55	STD XS	40 80	1.68 2.17	2.50 3.24	700 850	49 60	700 850	49 60
1-1/4	32	1.660	42.2	0.140 0.191	3.56 4.85	STD XS	40 80	2.27 3.00	3.39 4.47	1200 1800	84 127	1300 1900	91 134
1-1/2	40	1.900	48.3	0.145 0.200	3.68 5.08	STD XS	40 80	2.72 3.63	4.05 5.41	1200 1800	84 127	1300 1900	91 134
2	50	2.375	60.3	0.154 0.218	3.91 5.54	STD XS	40 80	3.65 5.02	5.44 7.48	2300 2500	162 176	2500 2500	176 176
2-1/2	65	2.875	73	0.203 0.276 0.375 0.552	5.16 7.01 9.52 14.02	STD XS - XXS	40 80 - -	5.79 7.66 - -	8.63 11.41 - -	2500 2500 2500 2500	176 176 176 176	2500 2500 2500 2500	176 176 176 176
3	80	3.500	88.9	0.125 0.156 0.188 0.216 0.250 0.281 0.300	3.18 3.96 4.78 5.49 6.35 7.14 7.62	- - - STD - - XS	- - - 40 - - 80	4.51 5.57 6.65 7.58 8.68 9.66 10.25	6.72 8.29 9.92 11.29 12.93 14.40 15.27	1290 1600 1930 2220 2500 2500 2500	91 112 136 156 176 176 176	1500 1870 2260 2500 2500 2500 2500	105 131 159 176 176 176 176
4	100	4.500	114.3	0.125 0.156 0.188 0.219 0.237 0.250 0.281 0.312 0.337 0.438 0.531 0.674	3.18 3.96 4.78 5.56 6.02 6.35 7.14 7.92 8.56 11.13 13.49 17.12	- - - - STD - - - XS - - XXS	- - - - 40 - - - 80 120 160 -	5.84 7.24 8.66 10.01 10.79 11.35 12.66 13.98 14.98 19.00 22.51 27.54	8.71 10.78 12.91 14.91 16.07 16.90 18.87 20.78 22.32 28.32 33.54 41.03	1000 1250 1500 1750 1900 2000 2250 2500 2700 2800 2800 2800	70 88 105 123 134 141 158 176 190 197 197 197	1170 1460 1750 2040 2210 2330 2620 2800 2800 2800 2800 2800	82 103 123 143 155 164 184 197 197 197 197 197
5	125	5.563	141.3	0.188 0.219 0.258 0.281 0.312 0.344 0.375	4.78 5.56 6.55 7.14 7.92 8.74 9.52	- - STD - - - XS	- - 40 - - - 80	10.79 12.50 14.62 15.85 17.50 19.17 20.78	16.09 18.61 21.77 23.62 26.05 28.57 30.94	1220 1420 1670 1820 2020 2230 2430	86 100 117 128 142 157 171	1420 1650 1950 2120 2360 2600 2800	100 116 137 149 166 183 197
6	150	6.625	168.3	0.188 0.219 0.250 0.280 0.312 0.344 0.375 0.432 0.562 0.719 0.864	4.78 5.56 6.35 7.11 7.92 8.74 9.52 10.97 14.27 18.26 21.95	- - - STD - - XS - - - XXS	- - - 40 - - 80 120 160 -	12.92 14.98 17.02 18.97 21.04 23.08 25.02 28.57 36.39 45.35 53.16	19.27 22.31 25.36 28.26 31.32 34.39 37.28 42.56 54.20 67.56 79.22	1020 1190 1360 1520 1700 1870 2040 2350 2800 2800 2800	72 84 96 107 120 131 143 165 197 197 197	1190 1390 1580 1780 1980 2180 2380 2740 2800 2800 2800	84 98 111 125 139 153 167 193 197 197 197

8	200	8.625	219,1	0.188	4.78	-	-	16.94	25.26	780	55	920	65
				0.203	5.16	-	-	18.26	27.22	850	60	1000	70
				0.219	5.56	-	-	19.66	29.28	910	64	1070	75
				0.250	6.35	-	20	22.36	33.31	1040	73	1220	86
				0.277	7.04	-	30	24.70	36.81	1160	82	1350	95
				0.312	7.92	-	-	27.70	41.24	1300	91	1520	107
				0.322	8.18	STD	40	28.55	42.55	1340	94	1570	110
				0.344	8.74	-	-	30.42	45.34	1440	101	1680	118
				0.375	9.52	-	-	33.04	49.20	1570	110	1830	129
				0.406	10.31	-	60	35.64	53.08	1700	120	2000	141
				0.438	11.13	-	-	38.30	57.08	1830	129	2130	150
				0.500	12.70	XCS	80	43.39	64.64	2090	147	2430	171
				0.594	15.09	-	100	50.95	75.92	2500	176	2800	197
				0.719	18.26	-	120	60.71	90.44	2800	197	2800	197
				0.812	20.62	-	140	67.76	100.92	2800	197	2800	197
				0.875	22.22	XCS	-	72.42	107.88	2800	197	2800	197
				0.906	23.01	-	160	74.69	111.27	2800	197	2800	197
10	250	10.750	273,0	0.188	4.78	-	-	21.21	31.62	630	44	730	51
				0.203	5.16	-	-	22.87	34.08	680	48	800	56
				0.219	5.56	-	-	24.63	36.67	730	51	860	60
				0.250	6.35	-	20	28.04	41.75	840	59	980	69
				0.279	7.09	-	-	31.20	46.49	930	65	1090	77
				0.307	7.80	-	30	34.24	51.01	1030	72	1200	84
				0.344	8.74	-	-	38.23	56.96	1150	81	1340	94
				0.365	9.27	STD	40	40.48	60.29	1220	86	1430	101
				0.438	11.13	-	-	48.19	71.87	1470	103	1710	120
				0.500	12.70	XCS	60	54.71	81.52	1670	117	1950	137
				0.594	15.09	-	80	64.43	95.97	1990	140	2320	163
				0.719	18.26	-	100	77.03	114.70	2410	169	2800	197
				0.844	21.44	-	120	89.29	133.00	2800	197	2800	197
				1.000	25.40	XCS	140	104.13	155.09	2800	197	2800	197
				1.125	28.57	-	160	115.65	172.21	2800	197	2800	197
12	300	12.750	323,8	0.203	5.16	-	-	27.20	40.55	570	40	670	47
				0.219	5.56	-	-	29.31	43.63	620	44	720	51
				0.250	6.35	-	20	33.38	49.71	710	50	820	58
				0.281	7.14	-	-	37.42	55.75	790	56	930	65
				0.312	7.92	-	-	41.45	61.69	880	62	1030	72
				0.330	8.38	-	30	43.77	65.18	930	65	1090	77
				0.344	8.74	-	-	45.58	67.90	970	68	1130	79
				0.375	9.52	STD	-	49.52	73.78	1060	75	1240	87
				0.406	10.31	-	40	53.52	79.70	1150	81	1340	94
				0.438	11.13	-	-	57.59	85.82	1240	87	1440	101
				0.500	12.70	XCS	-	65.42	97.43	1410	99	1650	116
				0.562	14.27	-	60	73.15	108.92	1590	112	1850	130
				0.688	17.28	-	80	88.63	132.04	1940	136	2270	160
				0.844	21.44	-	100	107.32	159.86	2390	168	2780	195
				1.000	25.40	XCS	120	125.49	186.91	2800	197	2800	197
				1.125	28.57	-	140	139.68	208.00	2800	197	2800	197
				1.312	33.32	-	160	160.27	238.68	2800	197	2800	197

14	350	14.000	355,6	0.250	6.35	-	10	36.71	54.69	640	45	750	53
				0.281	7.14	-	-	41.17	61.35	720	51	840	59
				0.312	7.92	-	20	45.61	67.90	800	56	940	66
				0.344	8.74	-	-	50.17	74.76	880	62	1030	72
				0.375	9.52	STD	30	54.57	81.25	960	67	1120	79
				0.438	11.13	-	40	63.44	94.55	1130	79	1310	92
				0.469	11.91	-	-	67.78	100.94	1210	85	1410	99
				0.500	12.70	XCS	-	72.09	107.39	1290	91	1500	105
16	400	16.000	406,4	0.250	6.35	-	10	42.05	62.64	560	39	660	46
				0.281	7.14	-	-	47.17	70.30	630	44	740	52
				0.312	7.92	-	20	52.27	77.83	700	49	820	58
				0.344	8.74	-	-	57.52	85.71	770	54	900	63
				0.375	9.52	STD	30	62.58	93.17	840	59	980	69
				0.438	11.13	-	-	72.80	108.49	990	70	1150	81
				0.469	11.91	-	-	77.79	115.86	1060	75	1230	86
				0.500	12.70	XCS	40	82.77	123.30	1120	79	1310	92
18	450	18.000	457.2	0.250	6.35	-	10	47.39	70.60	500	35	580	41
				0.281	7.14	-	-	53.18	79.24	560	39	660	46
				0.312	7.92	-	20	58.94	87.75	620	44	730	51
				0.344	8.74	-	-	64.87	96.66	690	49	800	56
				0.375	9.52	STD	-	70.59	105.10	750	53	880	62
				0.406	10.31	-	-	76.29	113.62	810	57	950	67
				0.438	11.13	-	30	82.15	122.43	880	62	1020	72
				0.469	11.91	-	-	87.81	130.78	940	66	1090	77
20	500	20.000	508.0	0.250	6.35	-	10	52.73	78.55	450	32	520	37
				0.281	7.14	-	-	59.18	88.19	510	36	590	41
				0.312	7.92	-	-	65.60	97.67	560	39	660	46
				0.344	8.74	-	-	72.21	107.60	620	44	720	51
				0.375	9.52	STD	20	78.60	117.02	680	48	790	56
				0.406	10.31	-	-	84.96	126.53	730	51	850	60
				0.438	11.13	-	-	91.51	136.37	790	56	920	65
				0.469	11.91	-	-	97.83	145.70	850	60	950	67
24	600	24.000	609.6	0.250	6.35	-	10	63.41	94.46	380	27	440	31
				0.281	7.14	-	-	71.18	106.08	420	30	490	34
				0.312	7.92	-	-	78.93	117.51	470	33	550	39
				0.344	8.74	-	-	86.91	129.50	520	37	600	42
				0.375	9.52	STD	20	94.62	140.88	560	39	660	46
				0.406	10.31	-	-	102.31	152.37	610	43	710	50
				0.438	11.13	-	-	110.22	164.26	660	46	770	54
				0.469	11.91	-	-	117.86	175.54	700	49	820	58
				0.500	12.70	XCS	-	125.49	186.94	750	53	880	62
				0.562	14.27	-	30	140.68	209.50	840	59	980	69

Tolerancias dimensionales:

Espeor: $\pm 12.5\%$ de espeor nominal en cualquier punto del tubo.

Peso: $\pm 10\%$ del paquete de tubos con diámetro menor o igual a 4" (114,3mm) o tubos individuales con diámetro nominal mayor a 4" (114,3mm)

Diámetro externo: Para diámetro menores o iguales a 1-1/2" (48,3mm) $\pm 0,016$ pulg ($\pm 0,40$ mm)

Para diámetro mayores o iguales a 2" (50,3mm): $\pm 1\%$

Tabla AVIII. 3.2-1: Propiedades de las tuberías de acero.

2.2. Espesor del termoaislante

En esta breve etapa, se determinará el espesor del termoaislante que cubrirá las conducciones del tramo en cuestión. Éste será fibra de vidrio, en su forma de preformado; a partir de la siguiente tabla, es posible determinar el espesor del aislante, t_{aisl} conocidas la temperatura de diseño (igual a la máxima de operación) y el diámetro nominal:

Preformado de fibra de vidrio (80 Kg/m ³)													
Código NC-2 Clase II													
DIÁM. NOM. pulg/mm	Temperatura de Operación K [°C]												
	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta	Hasta
	333	373	423	473	523	573	623	673	723	773	823	873	923
	60	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650
½ / 13	38	51	64	76	89	102	102	102	114				
¾ / 19	38	51	64	76	89	102	102	102	127	No aplica			
1 / 25	38	51	64	76	89	102	102	102	127				
1½ / 38	38	51	64	89	102	102	102	114	152				
2 / 51	38	51	64	89	102	114	114	114	152				
2½ / 64	38	51	64	89	102	114	114	127	152				
3 / 76	38	64	76	89	102	114	114	127	152				
4 / 102	38	64	76	89	114	127	127	127	165				
5 / 127	38	64	89	102	127	127	152	165	178				
6 / 152	38	64	89	102	127	127	152	165	191				
8 / 203	38	64	89	102	127	127	152	165	191				
10 / 254	38	64	89	102	127	152	165	191	191				
12 / 305	38	64	89	102	127	152	165	191	191				
14 / 358	38	64	89	102	127	152	165	191	203				
16 / 406	38	64	89	102	127	152	165	191	203				
18 / 457	38	64	89	102	127	152	165	191	203				
20 / 508	38	64	89	102	127	152	165	191	203				
22 / 559	38	64	89	102	127	152	165	203	203				
24 / 610	38	64	89	102	140	165	178	203	203				
26 / 660	38	64	89	102	140	165	178	203	216				
28 / 711	38	64	89	102	140	165	178	203	216				
30 / 762	38	64	89	102	140	165	178	203	216				
Notas:													
1.- Espesor termoaislante en mm.													
2.- El espesor del acabado no se incluye.													
3.- Temperatura ambiente = 298 K (25 °C).													
4.- Velocidad de aire = 10 000 m/h.													
5.- Emisividad = 0,4													

Tabla AVIII. 3.3-1: Espesores de aislamientos térmicos en tuberías.

$$\left. \begin{array}{l} T_D = T_{\text{máx operación}} \rightarrow T \\ D_{\text{nominal}} \rightarrow D \end{array} \right\} \xrightarrow{\text{Tabla x}} t_{\text{tramo}}^{\text{aisl}}$$

Como resultado, si se tiene en cuenta este espesor, el diámetro exterior con aislante, $D_{\text{tramo}}^{\text{aisl}}$ del tramo Tr_{x-y} será:

$$D_{\text{tramo}}^{\text{aisl}} = DO_{\text{tramo}} + 2t_{\text{tramo}}^{\text{aisl}} \quad (\text{AVIII. 3.3} - 1)$$

2.3. Diseño mecánico

A continuación, se pasará al diseño mecánico de las conducciones. La fórmula para el cálculo del espesor de pared requerido por presión, de acuerdo con el *Código ASME B31.3.*, es la siguiente (en el SI):

$$t_{tramo}^{min\,cal} = \frac{P_D \cdot DO_{tramo}}{2(S \cdot E + P_D \cdot Y)} \quad (AVIII.3.4 - 1),$$

para $t_{tramo}^{min\,cal} < DO_{tramo} / 6$ ó $P_D / SE \leq 0,385$

Teniendo en cuenta el sobreespesor de corrosión y la tolerancia de fabricación, el espesor mínimo resulta (en el SI):

$$t_{tramo}^C = (t_{tramo}^{min\,calc} + C) \frac{1}{1 - (M/100)} \quad (AVIII.3.4 - 2)$$

Se comentarán algunas de las variables presentes en las dos ecuaciones previas:

⇒ *Presión de diseño, P_D* : es la presión interna de diseño. Se obtiene añadiéndole un 10% a la presión máxima de operación. Se tomarán en todos los tramos de conducción una presión máxima de operación de 2 atm. Así:

$$P_D = 1,1 \cdot 2 \text{ atm} = 2,2 \text{ atm} = 222.915 \text{ Pa}$$

Posteriormente, una vez se haya realizado el cálculo referente a los sistemas de bombeo, se comprobará que dicha presión en cada tramo es ligeramente superior a 2 atm (en el caso más desfavorable, en torno a 4 atm). Entonces tendrá que verificarse que el espesor seleccionado en un primer momento es adecuado para la verdadera presión de operación (se verá que si lo es, dado que la magnitud de la variación experimentada en la presión afecta mínimamente a aquél). Con respecto a esta presión final, se considerará, como medida de seguridad, que todos los tramos que constituyen la línea de impulsión de una línea de bombeo presentan la misma presión máxima de operación, coincidente ésta con la de salida de la bomba. De la misma manera, todos los tramos que constituyen la línea de aspiración de una línea de bombeo presentarán, a efectos de cálculo, la misma presión máxima de operación, la cual será la de entrada a la bomba que aspira el fluido.

⇒ *Tensión máxima admisible, S* : Ya que todas las conducciones estarán construidas de acero al carbono SA-106 Gr. B, tal dependencia se recoge en la siguiente tabla de materiales del *Código ASME B31.3*:

Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp. to 100	200	300
						Tensile	Yield			
Carbon Steel Pipes and Tubes (2)										
A 285 Gr. A	A 134	1	...	(8b)(57)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
A 285 Gr. A	A 672	1	A45	(57)(59)(67)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
Butt weld Smls & ERW	API 5L	S-1	A25	(8a)	-20	45	25	15.0	15.0	14.5
	API 5L	S-1	A25	(57)(59)	B	45	25	15.0	15.0	14.5
...	A 179	1	...	(57)(59)	-20	47	26	15.7	15.0	14.2
Type F	A 53	1	Gr. A	(8a)(77)	20	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 139	S-1	A	(8b)(77)	A	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 587	1	...	(57)(59)	-20	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 53	1	A	(57)(59)	} B	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 106	1	A	(57)						
...	A 135	1	A	(57)(59)						
...	A 369	1	FPA	(57)						
...	API 5L	S-1	A	(57)(59)(77)						
Basic Allowable Stress S , ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)										

400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	Grade	Spec. No.
Carbon Steel (Cont'd) Pipes and Tubes (2) (Cont'd)														
...	C	A 139
20.0	D	A 139
20.0	X42	API 5L
...	Y42	A 381
17.8	16.9	16.0	15.5	Y48	A 381
21.0	X46	API 5L
21.0	Y46	A 381
18.4	17.4	16.5	16.0	Y50	A 381
20.0	18.9	17.3	17.0	16.8	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	CC65	A 671
20.0	18.9	17.3	17.0	16.8	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	CB65	A 671
...	B65	A 672
...	C65	A 672

Tabla AVIII.3.4-1: Tensiones máximas admisibles para metales.

⇒ *Eficiencia de la soldadura, E*: Todas las tuberías serán sin costura, por lo que $E = 1$.

⇒ *Factor Y*: es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño, y viene dado por la siguiente tabla (ASME B31.3):

Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482 (900 & Lower)	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	≥ 621 (1150 & Up)
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast Iron	0.0

Tabla AVIII.3.4-2: Valores del coeficiente “Y”.

Todas las conducciones tendrán una temperatura de diseño $T_D < 482$ °C y, como se comentado, estarán construidas de acero al carbono (SA-106 Gr.B). Por tanto,

$$Y = 0,4$$

⇒ *Margen de corrosión, C*: Teniendo en cuenta los criterios establecidos por [8] en relación a la elección del margen de espesor debido a la corrosión (ver apartado citado), se estimará para las tuberías un tiempo de vida de 20 años y un desgaste anual por corrosión de 0,005 in:

$$C = 0,005 \text{ in/año} \cdot 20 \text{ años} = 0,1 \text{ in} = 2,5 \text{ mm}$$

⇒ *Tolerancia de fabricación, M*: las tuberías fabricadas sin costura tienen una considerable tolerancia en el espesor, que varía de unos materiales a otros. Concretamente, en el caso del acero al carbono, la tolerancia en el espesor de pared es -12,5%, es decir, la tubería puede tener en realidad un espesor un 12,5% menor.

$$M = 12,5\%$$

En la tabla x se puede ver que el diámetro exterior seleccionado DO_{tramo} puede tener asociado una serie de espesores y, consecuentemente,

de diámetros interiores. De todos ellos, se escogerá como espesor de la conducción t_{tramo} el inmediatamente superior a t_{tramo}^C :

$$t_{tramo}^C \xrightarrow{\text{Tabla AVIII.3.2-1, } DO_{tramo}} t_{tramo}, DI_{tramo}$$

2.4. Velocidad de flujo

En este paso se recalculará la velocidad del fluido a través del tramo. Despejando de la expresión (AVIII. 3.1 – 3), se tiene:

$$v = \frac{4Q_{volumétrico}}{(DI_{tramo})^2 \cdot \pi} \quad (AVIII. 3.5 - 1)$$

2.5. Pérdida de carga

Una vez conocida la velocidad del fluido en el tramo objeto de estudio, se determinarán la pérdida de carga que éste sufre al circular por dicho tramo, ya que su valor es requerido en posteriores cálculos relacionados con el sistema de bombeo. Para ello, se distinguirá entre la pérdida de carga en tubería recta y la ocasionada por los accesorios (pérdidas menores):

Pérdida de carga en tubería recta

Tal pérdida de carga, $h_{f,cond}$ será cuantificada mediante la fórmula de *Darcy-Weisbach* [25]:

$$h_{f,tramo}^{tub,recta} = 4f_{tramo} \frac{L_{tramo}}{DI_{tramo}} \frac{v_{tramo}^2}{2g} \quad (AVIII. 3.6 - 1)$$

siendo:

\Rightarrow Factor de fricción de Fanning ($4f$):

$$4f = \frac{0,25}{\left\{ \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot DI_{tramo}} + \left(\frac{5,74}{Re} \right)^{0,9} \right] \right\}^2} \quad (AVIII. 3.6 - 2)$$

$$\begin{cases} 5 \cdot 10^3 \leq Re \leq 10^8 \\ 10^{-6} \leq \frac{\varepsilon}{DI_{tramo}} \leq 10^{-2} \end{cases}$$

$$\text{donde } Re = \frac{DI_{tramo} \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (AVIII.3.6 - 3)$$

$$\text{y } \varepsilon = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m (para aceros comerciales).}$$

\Rightarrow *Longitud total de las tuberías rectas, L_{tramo}* : viene dada por la suma de las longitudes de las conducciones rectas que constituyen el tramo considerado.

Pérdidas menores

Además de las pérdidas causadas por la fricción en tuberías, es necesario tener en cuenta las pérdidas de altura ocasionadas por los accesorios existentes en ellas. Para evaluar tal influencia, se empleará “método de las cargas de velocidad”. Este método consiste en asignar a cada accesorio un valor “k” tal que al multiplicarlo por la carga de velocidad circulante por la tubería sea igual a la pérdida de carga debida al accesorio. Luego, se suman todos los valores para el conjunto de accesorios presentes en la conducción:

$$h_{f,tramo}^{accesorios} = \sum k_{accesorio} \frac{v^2}{2g} \quad (AVIII.3.6 - 4)$$

En la siguiente tabla se incluyen valores experimentales de “k” para flujo turbulento [35]:

<i>Tipo de accesorio o válvula</i>	<i>Pérdida por fricción, número de cargas de velocidad K_f</i>	<i>Pérdida por fricción, longitud equivalente de tubería recta en diámetros de tubería L_e/D</i>
Codo, 45°	0.35	17
Codo, 90°	0.75	35
Te	1	50
Retorno en U	1.5	75
Manguitos de acoplamiento	0.04	2
Manguitos de unión	0.04	2
Válvulas de compuerta		
Abiertas	0.17	9
Semiabiertas	4.5	225
Válvulas de globo		
Abiertas	6.0	300
Semiabiertas	9.5	475
Válvulas de ángulo, abiertas	2.0	100
Válvula de retención		
De bola	70.0	3500
De bisagra	2.0	100
Medidor agua-disco	7.0	350

Tabla AVIII.3.6-1: Pérdidas por fricción para flujo turbulento causados por diferentes válvulas y accesorios.

De todos ellos, serán de nuestro interés:

Tipo de accesorio	Factor "k"
Codo 90° -C-	0,75
Te -T-	1
Válvula de compuerta (abierta) -VC	0,17
Válvula de globo (abierta) -VG-	6,0
Válvula de retención (de bola) -VR-	70,0
Medidor agua-disco (placa de orificio) -PO-	7,0

Tabla AVIII.3.6-2: Factores "k" de las válvulas y accesorios presentes en la planta

Proyectada para flujo turbulento.

También se considerarán las pérdidas por ensanchamiento y reducción repentinos:

- Ensanchamiento repentino: $k = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2$, siendo A_1 y A_2 las áreas menor y mayor, respectivamente. La carga de velocidad se obtendrá para la velocidad v_1 .

- Estrechamiento repentino: $k = 0,55 \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2$, siendo A_1 y A_2 las áreas mayor y menor, respectivamente. La carga de velocidad se obtendrá para la velocidad v_1 .

Entonces, se hará uso de estas fórmulas para calcular las pérdidas de carga producidas en la entrada y salida de los equipos. A excepción de las bombas, en los restantes equipos (intercambiadores de calor, columna de destilación, etc.) se cumple que $A_2 \gg A_1$ para el ensanchamiento (entrada en el equipo) y que $A_1 \gg A_2$ para el ensanchamiento (salida del equipo) y, por tanto, que “k” es igual a 1 y 0,55, respectivamente:

Tipo de "accidente"	Factor "k"
Entrada a un equipo*	1
Salida de un equipo*	0,55

Tabla AVIII.3.6-3: Factores “k” a la entrada y salida de equipos

*Cualquier equipo de la planta proyectada distinto a una bomba.

En relación a las bombas, se supondrá como criterio generalizado (simplificación) que los diámetros de succión y de descarga de las bombas son la mitad y 2/3 de los diámetros de las tuberías de aspiración e impulsión a las que están directamente conectadas. Según esto:

- Entrada a la bomba

$$D_2 = \frac{D_1}{2} \rightarrow k = 0,55 \left(1 - \frac{D_2^2}{D_1^2}\right) = 0,4125$$

Hay que prevenir del hecho de que, como se comentó anteriormente para el estrechamiento brusco, la carga de velocidad se obtiene mediante la velocidad mayor, v_2 ; por consiguiente, se expresará ésta en función de la velocidad conocida $v_1 = v$. Según la relación expuesta entre los diámetros, se tiene:

$$v_1 = 4v_2$$

- Salida de la bomba

$$D_1 = \frac{2}{3} D_2 \rightarrow k = \left(1 - \frac{D_1^2}{D_2^2}\right) = 0,3086$$

En este caso también se debe reseñar que, tal y como se expuso para el ensanchamiento brusco, la carga de velocidad se obtiene mediante la velocidad mayor, v_1 ; por consiguiente, se expresará ésta en función de la velocidad conocida $v_2 = v$. Según la relación expuesta entre los diámetros:

$$v_1 = \frac{9}{4} v_2$$

Como última perturbación del flujo, destacar la presencia de reducciones graduales. El factor “k” de éstas se expresa en función del ángulo total de contracción χ :

$$k = \frac{0,8 \operatorname{sen} \left(\frac{\chi}{2} \right) \left[1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^2 \right]}{\left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4} \quad (\text{AVIII. 3.6} - 5)$$

siendo A_1 y A_2 las áreas mayor y menos, respectivamente (la carga de velocidad se obtendrá para la velocidad v_1).

Por tanto, la suma de la pérdida de carga en una tubería recta y la ocasionada por los accesorios en un tramo daría la pérdida de carga total en dicho tramo, es decir:

$$h_{f,\text{tramo}}^{\text{total}} = h_{f,\text{tramo}}^{\text{tub,recta}} + h_{f,\text{tramo}}^{\text{accesorios}} \quad (\text{AVIII. 3.6} - 6)$$

No obstante, cada tramo está comunicado con el siguiente mediante un equipo, por lo que habrá que considerar la pérdida de carga, ΔP que tiene lugar en el interior de éste; concretamente, es de nuestro interés la pérdida de carga en la carcasa de los intercambiadores líquido-líquido y calderín, así como en el interior de los tubos de los equipos de transmisión de calor. Para ello, se hará uso de los valores experimentales más desfavorables de pérdida de presión en tales equipos o elementos (Manual de Petresa):

Equipo o elemento	ΔP (kg/cm ²)
Carcasa calderín (circulación natural)	0,03
Carcasa intercambiador líquido-líquido	0,3
Tubos	0,1

Tabla AVIII.3.6-4: Pérdidas de presión en equipos/elementos.

2.6. Altura de aspiración neta positiva disponible, $NPSH_d$

Cuando las naftas ligeras fluyen a través de la bomba, la presión en la entrada y en la tubería de succión tiende a disminuir debido a las altas velocidades del flujo. Si la reducción va más allá de la presión de las naftas ligeras, se formarán burbujas en el seno del líquido.

Estas burbujas son transportadas por el líquido hasta llegar a una región de mayor presión, donde el vapor regresa al estado líquido de manera súbita, “aplastándose” bruscamente las burbujas. Este fenómeno se llama *cavitación*.

La cavitación se produce principalmente en los álabes del impulsor de la bomba, donde las fuerzas ejercidas por el líquido al aplastar la cavidad dejada por el vapor dan lugar a presiones localizadas muy altas, erosionando su superficie y causando esfuerzos que pueden originar su destrucción.

La cavitación además de producir daños físicos y ruidos molestos, puede llegar a reducir de manera considerable el caudal y rendimiento de la bomba.

La carga neta de succión positiva es la diferencia entre la presión existente a la entrada de la bomba y la presión del vapor del líquido que se bombea. Esta diferencia es la necesaria para evitar la cavitación. En el diseño de bombas destacan dos valores de $NPSH$, el disponible y el requerido.

El objetivo de esta etapa será, principalmente, determinar la altura de aspiración neta positiva disponible, $NPSH_d$; la presión de succión y de descarga y la carta o altura útil, $H_{\text{útil}}$ de la bomba.

Como bien es sabido, es la energía que tiene el líquido en la toma de aspiración de la bomba por encima de la energía del mismo debido a su

presión de vapor. El $NPSH_d$ es un dato que depende de la instalación de la bomba y es, por tanto, calculable:

$$NPSH_d^z = \frac{P^{sal(\alpha)} - P_v^{sal(\alpha)}}{\rho \cdot g} + (Z^{sal(\alpha)} - Z^{asp(z)}) - h_f^{asp(\alpha-z)} \quad (AVIII.3.7 - 1)$$

siendo,

- $P^{sal(\alpha)}$: la presión del fluido a la salida del equipo “ α ” será obtenida a partir de la presión existente en la superficie del líquido en el equipo en cuestión, P_{sup}^α y la altura de dicho líquido en tal equipo, H_{liq}^α , como:

$$P^{sal(\alpha)} = P_{sup}^\alpha + \rho \cdot g \cdot H_{liq}^\alpha \quad (AVIII.3.7 - 2)$$

- $P_v^{sal(\alpha)}$: la presión de vapor del fluido a la temperatura de éste a la salida del equipo “ α ”.
- $Z^{sal(\alpha)}$: altura del punto del eje de la conducción a la salida del equipo “ α ”.
- $Z^{asp(z)}$: altura del punto del eje de la conducción a la entrada de la bomba “ z ” respecto al terreno.
- $h_f^{asp(\alpha-z)}$: pérdida de carga en la línea de aspiración “ $\alpha-z$ ”, que viene dada como la suma de la pérdida de carga total en cada uno de los tramos de la línea de aspiración, $h_{f,tramo}^{total}$ y la caída de presión, ΔP en los equipos situados entre el equipo “ α ” y la bomba “ z ”, es decir:

$$h_f^{asp,\alpha-z} = \sum h_{f,tramo}^{total} + \sum \Delta P \quad (AVIII.3.7 - 3)$$

Si se extrapola la expresión (AVIII.3.7 - 1) al caso ficticio propuesto:

$$NPSH_d^B = \frac{P^{sal(DA)} - P_v^{sal(DA)}}{\rho \cdot g} + (Z^{sal(DA)} - Z^{asp(B)}) - h_f^{asp(DA)/(B)}$$

donde:

- $P^{sal(DA)} = P_{sup}^{DA} + \rho \cdot g \cdot H_{liq}^{DA}$
- $h_f^{asp(DA)/(B)} = h_{f(DA)/(Red)}^{total} + h_{f(Red)/(B)}^{total}$ ($\Delta P = 0$, ya que no hay ningún equipo entre el depósito de almacenamiento “DA” y la bomba “B”).

Como medida de seguridad y para cubrir condiciones transitorias, se exigirá una altura de aspiración neta positiva requerida:

$$NPSH_r^z = NPSH_d^z - 0,5 \text{ m (AVIII. 3.7 - 4)}$$

Presión a la entrada de la bomba, de succión o de aspiración, P^{asp}

Para determinar la presión a la entrada de la bomba “z”, $P^{asp,z}$ se aplicará la *ecuación de Bernouilli* entre el punto del eje de la conducción a la salida del equipo “α” y el punto del eje de la conducción a la entrada de la bomba “z”:

$$\frac{p^{sal(\alpha)}}{\rho \cdot g} + Z^{sal(\alpha)} + \frac{v_{sal(\alpha)}^2}{2g} = \frac{p^{asp(z)}}{\rho \cdot g} + Z^{asp(z)} + \frac{v_{asp(z)}^2}{2g} + h_f^{asp(\alpha-z)}$$

siendo,

- $v_{sal,\alpha}$: la velocidad del fluido a la salida del equipo “α”.
- $v_{sal,z}$: la velocidad del fluido a la entrada de la bomba “z”.

Así, de la expresión (AVIII.3.7-5) se puede despejar la carga de presión a la entrada de la bomba “z”:

$$\frac{p^{asp(z)}}{\rho \cdot g} = \frac{p^{sal(\alpha)}}{\rho \cdot g} + Z^{sal(\alpha)} + \frac{v_{sal(\alpha)}^2}{2g} - \left(Z^{asp(z)} + \frac{v_{asp(z)}^2}{2g} + h_f^{asp(\alpha-z)} \right)$$

Si se extrapola la expresión anterior al caso ficticio propuesto:

$$\frac{p^{asp(B)}}{\rho \cdot g} = \frac{p^{sal(BA)}}{\rho \cdot g} + Z^{sal(BA)} + \frac{v_{sal(BA)}^2}{2g} - \left(Z^{asp(B)} + \frac{v_{asp(B)}^2}{2g} + h_f^{asp(DA)/(B)} \right)$$

Presión a la salida de la bomba, de descarga o de impulsión, P^{imp}

De forma similar a la anterior, para determinar la presión a la salida de la bomba “z”, $P^{imp,z}$ se aplicará la *ecuación de Bernouilli* entre el punto del eje de la conducción a la salida de la bomba “z” y el punto del eje de la conducción a la entrada del equipo “δ”, siendo “δ” el equipo al cual se desea que el fluido llegue a una presión determinada (generalmente, “δ” será coincidente con el equipo “β”):

$$\frac{p^{imp(z)}}{\rho_{imp(z)} \cdot g} + Z^{imp(z)} + \frac{v_{imp(z)}^2}{2g} = \frac{p^{ent(\delta)}}{\rho_{ent(\delta)} \cdot g} + Z^{ent(\delta)} + \frac{v_{ent(\delta)}^2}{2g} + h_f^{imp(z-\delta)}$$

siendo,

- $P^{imp(z)}$: la presión del fluido a la salida de la bomba “z”.
- $P^{ent(\delta)}$: la presión del fluido a la entrada del equipo “β”. Será definida en cada caso.
- $Z^{imp(z)}$: altura del punto del eje de la conducción a la salida de la bomba “z” respecto al terreno.
- $Z^{ent(\delta)}$: altura del punto del eje de la conducción a la entrada del equipo “β” respecto al terreno.
- $v_{imp,z}$: la velocidad del fluido a la salida de la bomba “z”.
- $v_{ent(\delta)}$: la velocidad del fluido a la entrada del equipo “β”.
- $h_f^{imp(z-\delta)}$: pérdida de carga en la línea de impulsión “z-δ”, que viene dada como la suma de la pérdida de carga total en cada uno de los tramos de la línea de impulsión, $h_{f,tramo}^{total}$, si “δ” es el último equipo de dicha línea, y la caída de presión, ΔP en los equipos situados entre la bomba “z” y le equipo “δ”, es decir

$$h_f^{imp(z-\delta)} = \sum h_{f,tramo}^{total} + \sum \Delta P \quad (AVIII.3.7 - 5)$$

Sustituyendo, queda

$$\frac{p^{imp(z)}}{\rho_{imp(z)} \cdot g} = \frac{p^{ent(\delta)}}{\rho_{ent(\delta)} \cdot g} + Z^{ent(\delta)} + \frac{v_{ent(\delta)}^2}{2g} + h_f^{imp(z-\delta)} - \left(Z^{imp(z)} + \frac{v_{imp(z)}^2}{2g} \right)$$

Si se extrapola la expresión anterior al caso ficticio propuesto:

$$\frac{p^{imp(B)}}{\rho_{imp(B)} \cdot g} = \frac{p^{ent(CD)}}{\rho_{ent(CD)} \cdot g} + Z^{ent(CD)} + \frac{v_{ent(CD)}^2}{2g} + h_f^{imp(B-CD)} - \left(Z^{imp(B)} + \frac{v_{imp(B)}^2}{2g} \right)$$

donde,

$$h_f^{imp(B)/(CD)} = h_{f(B)/(IC)}^{total} + h_{f(IC)/(CD)}^{total} + \Delta P_{IC} \quad (AVIII.3.7 - 6)$$

Altura útil, $H_{\text{útil}}$

Es la altura que debe proporcionar la bomba al fluido, calculándose como:

$$H_{\text{útil}} = \frac{p^{\text{imp}(z)} - p^{\text{asp}(z)}}{\rho \cdot g} \quad (\text{AVIII. 3.7} - 7)$$

valor resultante que será incrementado un 20%.

2.7. Cálculos

Línea de bombeo: DAF-CD

	<i>TRAMO 1: DAF-BF</i>	<i>TRAMO 2: BF-ICF</i>	<i>TRAMO 3: ICF-ICF/W</i>	<i>TRAMO 4: ICF/W-ICF/O</i>	<i>TRAMO 5: ICF/O-CD</i>
M_{mas} (Kg/h)	41666,65	41666,65	41666,65	41666,65	41666,65
ρ (Kg/m ³)	680,78	690,41	680,14	644,13	601,35
Q (m ³ /h)	61,20	60,35	61,26	64,69	69,29
Q (m ³ /s)	0,017	0,017	0,017	0,018	0,019
μ (Pa·s)	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004
μ (cP)	0,394	0,394	0,394	0,394	0,394
v (m/s)	0,6	2,1	1,8	1,8	1,8
D_i (m)	0,190	0,101	0,110	0,113	0,117
D_i (in)	7,48	3,97	4,32	4,44	4,59
D_o (in)	8,625	4,5	4,5	4,5	4,5
D_o (m)	0,219	0,114	0,114	0,114	0,114
T (°C)	20	20	31,24	69	110
T' (°C)	60	60	60	100	150
D_{no} (in)	8	4	4	4	4
D_{no} (m)	0,203	0,102	0,102	0,102	0,102
t_{ais} (mm)	38	38	38	64	76
D_{ais} (m)	0,279	0,178	0,178	0,230	0,254
$P_{\text{op,max}}$ (atm)	1	2	2	2	2
P_D (atm)	1,1	2,2	2,2	2,2	2,2
P_D (Pa)	111457,5	222915	222915	222915	222915
T(°F)	140	140	140	212	302
T' (°F)	200	200	200	300	400
S (psi)	20000	20000	20000	20000	20000

S (Mpa)	137,9	137,9	137,89	137,89	137,89
t _{min,calc} (m)	8,9E-05	9,2E-05	9,2E-05	9,2E-05	9,2E-05
t _{c,tramo} (m)	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
t _{pared} (in)	0,109	0,120	0,120	0,12	0,12
schedule	80S	10S	5S	5S	5S
D _{i,tramo} (in)	8,407	4,260	4,260	4,260	4,334
D _{i,tramo} (m)	0,214	0,108	0,108	0,108	0,110
v (m/s)	0,475	1,823	1,851	1,954	2,022
Re	175276	345903	345903	345903	339997
ε /Di	2,15E-04	4,25E-04	4,25E-04	4,3E-04	4,2E-04
4f	0,0171	0,0175	0,0175	0,0175	0,0174
L (m)	15	5	15	12	25
h _f (m)	0,0138	0,1367	0,4227	0,3770	0,8255
D ₂	0,107	0,162	0,054	0,054	0,055
D ₁	0,142	0,072	0,072	0,072	0,073
n _{codos}	8	0	4	4	3
n _{Te}	0	0	0	0	0
n _{v,comp}	1	1	0	0	0
n _{v,globo}	0	1	0	0	0
n _{v,reten}	0	1	0	0	0
n _{placa}	0	1	0	0	0
n _{ent}	0	1	1	1	1
n _{sal}	0	1	1	1	1
ent bomb	1	0	0	0	0
sal bomb	0	1	0	0	0
h _{f,acces} (m)	0,147	15,23	0,794	0,885	0,792
h _{f,total} (m)	0,160	15,37	1,217	1,263	1,617

Línea de condensación: CD-Te

	<i>TRAMO 6: CD/AE</i>	<i>TRAMO 7: AE-ARF</i>	<i>TRAMO 8: ARF-Te</i>
M _{mas} (Kg/h)	43432,62	43432,62	43432,62
ρ (Kg/m ³)	589,65	606,24	606,24
Q (m ³ /h)	73,66	71,64	71,64
Q (m ³ /s)	0,020	0,020	0,020
μ (Pa·s)	7,7E-06	2,1E-04	2,1E-04
μ (cP)	0,008	0,209	0,209
v (m/s)	15	1,8	1,8
D _i (m)	0,042	0,119	0,119

D _i (in)	1,64	4,67	4,67
D _o (in)	1,5	5,6	5,6
D _o (m)	0,038	0,141	0,141
T (°C)	89,86	74,79	74,79
T' (°C)	100	100	100
D _{no} (in)	1,25	4	4
D _{no} (m)	0,032	0,102	0,102
t _{ais} (mm)	51	64	64
D _{ais} (m)	0,134	0,230	0,230
P _{op,max} (atm)	2	2	2
P _D (atm)	2,2	2,2	2,2
P _D (Pa)	222915	222915	222915
T(°F)	212	212	212
T' (°F)	300	300	300
S (psi)	20000	20000	20000
S (Mpa)	137,89	137,89	137,89
t _{min,calc} (m)	3,1E-05	1,1E-04	1,1E-04
t _{c,tramo} (m)	0,003	0,003	0,003
t _{pared} (in)	0,109	0,375	0,375
schedule	10S	80S	80S
D _{i,tramo} (in)	1,682	4,813	4,813
D _{i,tramo} (m)	0,043	0,122	0,122
v (m/s)	14,273	1,695	1,695
Re	46440617	601212	601212
ε /Di	1,1E-03	3,8E-04	3,8E-04
4f	0,0200	0,0166	0,0166
L (m)	25	15	5
h _f (m)	121,538	0,299	0,100
D ₂	0,021	0,061	0,061
D ₁	0,028	0,082	0,082
n _{codos}	4	1	0
n _{Te}	0	0	1
n _{v,comp}	0	0	0
n _{v,globo}	1	0	0
n _{v,reten}	0	0	0
n _{placa}	0	0	0
n _{ent}	1	1	0
n _{sal}	0	1	0
ent bomb	0	0	0
sal bomb	0	0	0
h _{f,acces} (m)	103,830	0,337	0,147
h _{f,total} (m)	225,368	0,636	0,246

Línea de reflujo: Te-CD

	<i>TRAMO 9: Te-BR</i>	<i>TRAMO 10: BR-CD</i>
M_{mas} (Kg/h)	30309,51	30309,51
ρ (Kg/m ³)	606,24	606,24
Q (m ³ /h)	50,00	50,00
Q (m ³ /s)	0,014	0,014
μ (Pa·s)	2,1E-04	2,1E-04
μ (cP)	0,209	0,209
v (m/s)	0,6	2,1
D_i (m)	0,172	0,092
D_i (in)	6,76	3,61
D_o (in)	8,6	4,5
D_o (m)	0,219	0,114
T (°C)	74,79	74,79
T' (°C)	100	100
D_{no} (in)	6	3
D_{no} (m)	0,152	0,076
t_{ais} (mm)	64	64
D_{ais} (m)	0,280	0,204
$P_{\text{op,max}}$ (atm)	2	2
P_D (atm)	2,2	2,2
P_D (Pa)	222915	222915
T (°F)	212	212
T' (°F)	300	300
S (psi)	20000	20000
S (Mpa)	137,89	137,89
$t_{\text{min,calc}}$ (m)	1,8E-04	9,2E-05
$t_{\text{c,tramo}}$ (m)	0,003	0,003
t_{pared} (in)	0,906	0,438
schedule	160	120
$D_{i,\text{tramo}}$ (in)	6,813	3,624
$D_{i,\text{tramo}}$ (m)	0,173	0,092
v (m/s)	0,590	2,087
Re	296393	557209
ε/D_i	2,7E-04	5,0E-04
$4f$	0,0165	0,0175
L (m)	5	30
h_f (m)	0,008	1,269
D_2	0,087	0,046
D_1	0,115	0,061
n_{codos}	2	6

n_{Te}	0	0
$n_{v,comp}$	0	0
$n_{v,globo}$	0	0
$n_{v,reten}$	0	0
n_{placa}	0	0
n_{ent}	0	0
n_{sal}	0	0
ent bomb	1	0
sal bomb	0	1
$h_{f,acces}$ (m)	0,144	1,083
$h_{f,total}$ (m)	0,152	2,351

Línea de destilado: Te-DAD

	<i>TRAMO 11: Te-BD</i>	<i>TRAMO 12: BD-ICF/D</i>	<i>TRAMO 13: ICF/D -ICWA/D</i>	<i>TRAMO 14: ICWA/D-DAD</i>
M_{mas} (Kg/h)	13123,11	13123,11	13123,11	13123,11
ρ (Kg/m ³)	606,24	606,24	640,83	640,83
Q (m ³ /h)	21,65	21,65	20,48	20,48
Q (m ³ /s)	0,006	0,006	0,006	0,006
μ (Pa·s)	2,1E-04	2,1E-04	2,6E-04	2,6E-04
μ (cP)	0,209	0,209	0,262	0,262
v (m/s)	0,6	2,1	1,8	1,8
D_i (m)	0,113	0,060	0,063	0,063
D_i (in)	4,45	2,38	2,50	2,50
D_o (in)	5	3,5	3,5	3,5
D_o (m)	0,127	0,089	0,089	0,089
T (°C)	74,79	74,79	40	20
T' (°C)	100	100	60	60
D_{no} (in)	4	3	3	3
D_{no} (m)	0,102	0,076	0,076	0,076
t_{ais} (mm)	64	51	38	38
D_{ais} (m)	0,230	0,178	0,152	0,152
$P_{op,max}$ (atm)	2	2	2	2
P_D (atm)	2,2	2,2	2,2	2,2
P_D (Pa)	222915	222915	222915	222915
T (°F)	212	212	140	140
T' (°F)	300	300	200	200
S (psi)	20000	20000	20000	20000
S (Mpa)	137,89	137,89	137,89	137,89
$t_{min,calc}$ (m)	1,0E-04	7,2E-05	7,2E-05	7,2E-05
$t_{c,tramo}$ (m)	0,003	0,003	0,003	0,003

t_{pared} (in)	0,500	0,438	0,438	0,438
schedule	120	160	160	160
$D_{i,\text{tramo}}$ (in)	4,563	2,624	2,624	2,624
$D_{i,\text{tramo}}$ (m)	0,116	0,067	0,067	0,067
v (m/s)	0,570	1,723	1,630	1,630
Re	191608	333197	265794	265794
ε / D_i	4,0E-04	6,9E-04	6,9E-04	6,9E-04
4f	0,0181	0,0190	0,019	0,019
L (m)	5	30	10	30
h_f (m)	0,013	1,298	0,392	1,175
D_2	0,058	0,033	0,033	0,033
D_1	0,077	0,044	0,044	0,044
n_{codos}	0	4	4	10
n_{Te}	0	0	0	0
$n_{v,\text{comp}}$	0	0	0	0
$n_{v,\text{globo}}$	0	0	0	0
$n_{v,\text{reten}}$	0	0	0	0
n_{placa}	0	0	0	0
n_{ent}	0	1	1	1
n_{sal}	0	0	1	1
ent bomb	1	0	0	0
sal bomb	0	1	0	0
$h_{f,\text{acces}}$ (m)	0,109	1,292	0,616	1,226
$h_{f,\text{total}}$ (m)	0,122	2,589	1,008	2,401

Línea de residuo: CD-DAW

	TRAMO 15: CD-C	TRAMO 16: C-CD	TRAMO 17: C-BW	TRAMO 18: BW-ICF/W	TRAMO 19: ICF/W-ICWA/W	TRAMO 20: ICWA/W-DAW
M _{mas} (Kg/h)	43432,62	22886,92	22886,92	22886,92	22886,92	43432,62
ρ (Kg/m ³)	579,94	590,36	590,36	646,45	699,72	579,94
Q (m ³ /h)	74,89	38,77	38,77	35,40	32,71	74,89
Q (m ³ /s)	0,021	0,011	0,011	0,010	0,009	0,021
μ (Pa·s)	7,9E-06	1,9E-04	1,9E-04	2,7E-04	4,8E-04	7,9E-06
μ (cP)	0,008	0,193	0,193	0,272	0,484	0,008
v (m/s)	15	0,6	2,1	1,8	1,8	15
D _i (m)	0,042	0,151	0,081	0,083	0,080	0,042
D _i (in)	1,65	5,95	3,18	3,28	3,16	1,65
D _o (in)	2,375	6,625	4,5	4,5	4,5	2,375
D _o (m)	0,060	0,168	0,114	0,114	0,114	0,060
T (°C)	134,34	134,34	134,34	78	18,05	134,34
T' (°C)	150	150	150	100	60	150
D _{no} (in)	1,25	6	4	4	4	1,25
D _{no} (m)	0,032	0,152	0,102	0,102	0,102	0,032
t _{ais} (mm)	64	89	76	64	38	64
D _{ais} (m)	0,160	0,330	0,254	0,230	0,178	0,160
P _{op,max} (atm)	2	2	2	2	2	2
P _D (atm)	2,2	2,2	2,2	2,2	2,2	2,2
P _D (Pa)	222915	222915	222915	222915	222915	222915

T(°F)	302	302	302	212	140	302
T' (°F)	400	400	400	300	200	400
S (psi)	20000	20000	20000	20000	20000	20000
S (Mpa)	137,89	137,89	137,89	137,89	137,89	137,89
t _{min,calc} (m)	4,9E-05	1,4E-04	9,2E-05	9,2E-05	9,2E-05	4,9E-05
t _{c,tramo} (m)	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
t _{pared} (in)	0,344	0,280	0,531	0,531	0,531	0,344
schedule	160	40S	160	160	160	160
D _{i,tramo} (in)	1,687	6,065	3,438	3,438	3,438	1,687
D _{i,tramo} (m)	0,043	0,154	0,087	0,087	0,087	0,043
v (m/s)	14,426	0,578	1,798	1,642	1,517	14,426
Re	45149645	272253	480284	340790	191518	45149645
ε /Di	1,1E-03	3,0E-04	5,3E-04	5,3E-04	5,3E-04	1,1E-03
4f	0,020	0,017	0,018	0,018	0,019	0,020
L (m)	20	5	7	15	15	20
h _f (m)	98,962	0,009	0,235	0,428	0,379	98,962
D ₂	0,021	0,077	0,044	0,044	0,044	0,021
D ₁	0,029	0,103	0,058	0,058	0,058	0,029
n _{codos}	2	0	0	4	8	2
n _{Te}	0	0	0	0	0	0
n _{v,comp}	0	0	0	0	0	0
n _{v,globo}	0	0	0	0	0	0
n _{v,reten}	0	0	0	0	0	0
n _{placa}	0	0	0	0	0	0
n _{ent}	1	0	1	1	1	1

n_{sal}	1	1	0	1	1	1
ent bomb	0	1	0	0	0	0
sal bomb	0	0	1	0	0	0
$h_{f,acces}$ (m)	32,351	0,122	0,860	0,625	0,886	32,351
$h_{f,total}$ (m)	131,313	0,131	1,096	1,053	1,265	131,313

PRESUPUESTO

Y Anexo al presupuesto

Índice del Presupuesto

1. Introducción	447
2. Coste de inmovilizado principal	447
2.1. Columna de destilación	447
2.2. Intercambiadores de carcasa y tubos	447
2.3. Aerorrefrigerante	448
2.4. Acumulador de reflujo	448
2.5. Depósitos de almacenamiento	448
2.6. Bombas de impulsión	448
3. Coste total de la unidad	448

Anexo al presupuesto

1. Introducción	450
2. Columna de destilación	452
2.1. Método de estimación de costes de inmovilizado	452
2.1.1. Cuerpo principal (año base 1979)	452
2.1.2. Platos (año base 1987)	453
2.1.3. Bocas de hombre (año 1997)	454
2.1.4. Plataformas y barandillas (año base 1997)	454
2.1.5. Escalera (año base 1997)	456
2.1.6. Precio del conjunto	456
2.2. Estimación del coste de la columna	456
2.2.1. Cuerpo principal	456
2.2.2. Platos	457
2.2.3. Bocas de hombre	457
2.2.4. Plataformas y barandillas	457
2.2.5. Escalera	458
2.2.6. Precio del conjunto	458
3. Equipos de transmisión de calor	459
3.1. Intercambiadores de calor de carcasa y tubos	459
3.2. Aerorefrigerante	463
4. Acumulador de reflujo	464
5. Depósitos de almacenamiento	466
5.1. Depósito de almacenamiento DAD	467
5.2. Depósito de almacenamiento DAW	469
5.3. Depósito de almacenamiento DAF	470
6. Bombas de impulsión	471

1. Introducción

La finalidad de la elaboración del presupuesto es poner de manifiesto la inversión necesaria para la ejecución material del proyecto.

En este documento se realiza un presupuesto estimativo de la unidad proyectada.

Para alcanzar el objetivo, este documento se divide en dos partes principales: la primera, que tiene por finalidad mostrar los resultados a los que se llega en la estimación de los costes de inmovilizado; y la segunda, que constituye un anexo (*Anexo al presupuesto*), en la que se muestran los cálculos realizados, la metodología seguida y justificaciones sobre la misma.

La estimación de los costes directos, indirectos y totales del equipo, se hará en base al *método factorial de Chilton*.

2. Coste de inmovilizado principal

2.1. Columna de destilación

El punto de partida para poder aplicar un método factorial y, por ende, conocer el coste total de la realización de este proyecto, consiste en conocer el coste de inmovilizado. Así, centrándonos en la columna de destilación, se tiene un coste de:

$$\underline{\text{Coste } CD \equiv C_{CD} \equiv I_E = 274437,43 \text{ €}}$$

Donde I_E representa el coste de inmovilizado, de acuerdo a la nomenclatura empleada en el método de Chilton.

2.2. Intercambiadores de carcasa y tubos

	ICF/D	ICF/W	ICF/O	C	ICWA/D	ICWA/W
Coste (€)	2318	4114	935	2200	15678	39212

2.3. Aerorefrigerante

$$\text{Coste (€/u)} = 479.290$$

2.4. Acumulador de reflujo

$$\text{Coste (€)} = 30.101$$

2.5. Depósitos de almacenamiento

	DAF	DAD	DAW
Coste (€)	326.236	232.336	337.786

2.6. Bombas de impulsión

	BF	BD	BR	BW
Coste (€)	101124,4	31733,8	3666,6	4330,4

3. Coste total de la unidad

Según los métodos de estimación factorial en general, y en particular el método de Chilton, los costes de otros elementos esenciales para completar el sistema de proceso pueden correlacionarse con el coste de inmovilizado aplicando una serie de factores experimentales (f_i y f_I), para conocer el coste total del proyecto.

Así, la correlación para el método de Chilton resulta:

$$I_F = I_E \left(1 + \sum_i f_i \right) \left(1 + \sum_i f_I \right)$$

- Donde: $\left\{ \begin{array}{l} I_F: \text{Inversión fija del sistema completo} \\ I_E: \text{Coste del equipo principal instalado} \\ f_i: \text{Factores de multiplicación para la estimación de costes directos} \\ f_I: \text{Factores de multiplicación para la estimación de costes indirectos} \end{array} \right.$

Tabla P3-1. Método de Chilton	
Costes directos adicionales como fracción de I_E	
Concepto	f_i
Mano de obra para la instalación del equipo	0,15
Instrumentación (control complejo)	0,15
Cimientos	0,10
Estructuras	0,05
Protección contra incendios	0,06
Instalación eléctrica	0,08
Pintura y limpieza	0,08
Suma	0,67
Coste directo total: $\left(1 + \sum_i f_i\right) I_E$	3018573,1 €
Costes indirectos como fracción de los costes directos	
Concepto	f_I
Gastos generales, gerencia	0,30
Servicios técnico, honorarios de ingeniería	0,13
Imprevistos	0,13
Suma	0,56
Coste indirecto total $\sum_i f_I \left(1 + \sum_i f_i\right) I_E$	1690400,9 €
Coste total: $I_F = I_E \left(1 + \sum_i f_i\right) \left(1 + \sum_i f_I\right)$	4708974 €

Sumando los costes indirectos, directos, totales y lo de los equipos pertenecientes a este proyecto, tenemos que el presupuesto total realizado asciende a un total de seis millones ciento noventa y ocho mil seiscientos noventa y tres euros.

Equipos	IC	AE	ARF	DA	B	CD
Coste equipos (€)	64.457	479.290	30.101	896.357	19.514	274.437

Firmado:

Alejandro Alconchel Montes

Anexo del presupuesto

1. Introducción

Como se comentó en la introducción primigenia, la existencia de este anexo responde a la demostración de los métodos seguidos en la elaboración del presupuesto mostrado, así como la justificación sobre la metodología, y los cálculos realizados.

Este anexo consta de dos partes principales en la estimación del coste de inmovilizado de la unidad. Por una parte, se presentan las correlaciones y tablas empleadas en su elaboración; por otra, se muestran los cálculos realizados.

Es importante reseñar que los métodos y datos de coste empelados se basan en el valor del dinero en un año indicado, que sirve de año base. Por tanto, cuando ese año base no coindicada con el año actual, deberá corregirse el coste estimado mediante los denominados índices de precios, que es una media de la variación de los precios respecto a un año base dado. Así, los índices de precio que se empelarán en este proyecto son los Índices de *Costes de Plantas en Ingeniería Química* (CEPCI, de sus siglas en inglés), publicados periódicamente por Chemical Engineering. Los índices que se han conseguido toman como año base el período 1958-1959 (índice 100), y dan el índice hasta diciembre del 2013 (mostradas en la figura).

Para pasar de precio en el año base dado, al precio en diciembre de 2013, se tiene que:

$$C(2013) = C(\text{año base}) \frac{CEPCI_{2013}}{CEPCI_{\text{año base}}} \quad (\text{APr.1-1})$$

Año	CEPCI	Año	CEPCI
1958	99.7	1983	316.9
1959	101.8	1984	322.7
1960	102	1985	325.3
1961	101.5	1986	318.4
1962	102	1987	323.8
1963	102.4	1988	342.5
1964	103.3	1989	355.4
1965	104.2	1990	357.6
1966	107.2	1991	361.3
1967	109.7	1992	358.2
1968	113.6	1993	359.2
1969	119	1994	368.1
1970	125.7	1995	381.1
1971	132.3	1996	381.7
1972	132.3	1997	386.5
1973	144.1	1998	389.5
1974	164.4	1999	390.6
1975	182.4	2000	394.1
1976	192.1	2001	394.3
1977	204.1	2002	395.6
1978	218.8	2003	401.7
1979	238.7	2004	444.2
1980	261.2	2005	468.2
1981	297	2006	499.6
1982	314	Diciembre, 2006	509.2

Figura (1) APr.1-1. Índices CEPCI, año base 1958-1959 = 100

Año	CEPCI
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

Figura (2) APr.1-1. Índices CEPCI, año base 1958-1959 = 100

Para el año 2013, tenemos los siguientes índices CEPCI, para los diferentes equipos de la citada instalación:

Maquinaria de procesos: 656,0
Soportes estructurales: 746,9
Intercambiadores de calor: 621,6

2. Columna de destilación

2.1. Métodos de estimación de costes de inmovilizado

La estimación del coste de la columna de destilación será realizada a partir de los costes asociados al cuerpo principal, platos y accesorios tales como bocas de hombre, plataformas y escaleras. No se incluyen elementos auxiliares como tuberías.

2.1.1. Cuerpo principal (año base 1979)

Se empleará la siguiente correlación (*Mulet et al.*), con la que pueden estimarse conjuntamente el coste de la carcasa cilíndrica, faldón y tubuladuras.

$$C_{b,carc} [\$] = \exp \left[8,600 - 0,21651 \ln(W_{arm}) + 0,04576 (\ln(W_{arm}))^2 \right] \quad (\text{APr.2.1-1})$$

El valor de la masa de la columna (W_{arm}) se calcula en el Anexo II, y representa la masa de la carcasa cilíndrica, sin incluir aislante ni acabado. Debe ir en kilogramos (kg, unidades másicas)

Esta expresión, tal y como está escrita, cubre la estimación de torres verticales a presión fabricada en acero al carbono con fondos elípticos 2:1; estos fondos se pueden asemejar a los fondos toriesféricos empelados, con lo que para que la ecuación sea válida para nuestro material, debe corregirse. Se propone la introducción de un factor que depende del material de construcción, dados por la siguiente tabla.

Material	Cost factor, F_M
Stainless steel, 304	1.7
Stainless steel, 316	2.1
Carpenter 20CB-3	3.2
Nickel-200	5.4
Monel-400	3.6
Inconel-600	3.9
Incoloy-825	3.7
Titanium	7.7

Figura APr.2.1-1. Factor para el material de construcción.

Así, la ecuación corregida y, por tanto, aplicable a nuestra columna, queda:

$$C_{carr} [\$] = 2,1 \cdot \exp \left[8,600 - 0,21651 \ln(W_{arm}) + 0,04576 (\ln(W_{arm}))^2 \right] \quad (\text{APr.2.1-2})$$

2.1.2. Platos (año base 1987)

El coste de un plato vendrá dado por la siguiente ecuación [2]:

$$C_{1plato} [\$] = C_{b,plato} [\$] [F_s + F_i + F_m] \quad (\text{APr.2.2-1})$$

$C_{b,plato}$: Coste base de un plato (Figura APr.2.2-1)

- Donde: F_s : Factor debido al espaciamiento entre platos (Figura APr.2.2-2)
- F_i : Factor debido al tipo de plato (Figura APr.2.2-2)
- F_m : Factor debido al material de construcción

Para su utilización se precisa conocer los factores que la ecuación introduce, que se dan en la referencia indicada. Así:

	Unit	Unit Cost (\$)	Size Exponent	Bare Module Factor
Crystallizers (cap.)				
Growth	tons/day	16,400	0.65	2.26
Forced circulation	tons/day	24,000	0.55	2.26
Batch	gal	510	0.70	2.06
Cyclones (see dust collectors)				
Distillation column trays (tray stack height)				
Tray 10 ft diam	ft	558	1	
Tray 9 ft diam	ft	484	1	
Tray 8 ft diam	ft	394	1	
Tray 7 ft diam	ft	297	1	
Tray 6 ft diam	ft	208	1	
Tray 5 ft diam	ft	148	1	
Tray 4 ft diam	ft	96	1	
Tray 3 ft diam	ft	78	1	
Tray 2 ft diam	ft	51	1	

Figura APr.2.1.2-1. Coste base de un plato [2].

- $C = 484 \$$ para platos de 2,743 m de diámetro (9 ft)

Base cost given in Table B-1					
Tray cost, \$ = [base cost($F_s + F_i + F_m$)] index					
Adjustment factors					
Tray Spacing, In.	F_s	Tray Type	F_i	Tray Material	F_m
24	1.0	Grid		Carbon steel	0.0 ^a
18	1.4	(no downcomer)	0.0 ^a	Stainless	1.7
12	2.2	Plate	0.0	Monel	8.9
		Sieve	0.0		
		Trough or valve	0.4		
		Bubble cap	1.8		
		Koch Cascade	3.9		

Figura APr.2.1.2-2. Factores de ajuste de la ecuación (APr.2.2-1) [2].

- $F_s = 1$, para columnas con un espaciamiento entre platos de 0,6 metros (24 pulgadas)
- $F_i = 0$, para platos perforados
- $F_m = 1,7$, para platos de acero inoxidable

La sustitución de los factores en la ecuación (APr.2.2-1) da:

$$C_{1plato} [\$] = C_{b,plato} [\$] [2,7] \quad (\text{APr.2.2-2})$$

Todos los platos de la columna son iguales, independientemente de la sección a la que pertenezcan, con lo que el resultado de la ecuación se multiplica por el número de platos que se tienen.

$$C_{platos} [\$] = (NPR)(2,7) C_{b,plato} [\$] \quad (\text{APr.2.2-3})$$

2.1.3. Bocas de hombre (año base 1997)

Se tienen tres bocas de hombre, de 24 pulgadas de diámetro cada una. La referencia [4] da el precio de una boca de hombre en función de su diámetro, y resulta que el precio unitario en nuestro caso es de 410.000 ptas (2.500 euros). Para el conjunto de bocas existentes.

$$C_{b,h} [ptas] = N_{b,h} \cdot 410000 \quad (\text{APr.2.3-1})$$

2.1.4. Plataformas y barandillas (año base 1997)

Los precios de ambos accesorios se tomarán de la referencia [4].

En relación a las plataformas, como dato de partida se toma el valor de 15000 ptas/m² (90 euros). Por tanto, el precio de una de nuestras plataformas precisa del conocimiento del área la misma:

$$C_{1,plataf} [ptas] = S_{plataf} [m^2] \cdot 15000 \text{ (APr.2.4-1)}$$

De acuerdo con lo expuesto en la Memoria, cada plataforma tiene un ancho de 3,5 ft (1,067 m). El diámetro interior de la misma ($D_{i,plataf}$) coincide con el diámetro exterior de la columna (que incluye al aislante y al acabado), mientras que el exterior de la plataforma ($D_{0,plataf}$), con lo que queda, consecuentemente:

$$D_{0,plataf} [m] = D_{i,plataf} [m] + 2 \cdot (1,067)$$

Cada una de las plataformas rodea a la columna, de forma que su superficie se conoce a partir de:

$$S_{1,plataf} = \frac{\pi}{4} (D_{0,plataf}^2 - D_{i,plataf}^2)$$

Con lo que el precio de cada plataforma queda:

$$C_{1,plataf} [ptas] = \frac{\pi}{4} (D_{0,plataf}^2 - D_{i,plataf}^2) \cdot 15000 \text{ (APr.2.4-2)}$$

Para el conjunto d plataformas a instalar, se llega a:

$$C_{plataf} [ptas] = N_{plataf} \cdot \frac{\pi}{4} (D_{0,plataf}^2 - D_{i,plataf}^2) \cdot 15000 \text{ (APr.2.4-3)}$$

Respecto a las barandillas de las plataformas, se sigue un procedimiento similar al anterior, con un coste base de 8500 ptas/m lineal (52 euros). En este caso se requiere conocer la longitud de la barandilla, deforma que el coste de una de ellas queda:

$$C_{1,bar} [ptas] = L_{bar} [m] \cdot 8500 \text{ (APr.2.4-4)}$$

Donde la longitud de la barandilla se expresa como la longitud de una circunferencia:

$$L_{1,bar} [m] = 2\pi \frac{D_{0,plataf} [m]}{2}$$

Así, el precio de una barandilla es:

$$C_{1,bar} [ptas] = \pi D_{0,plataf} \cdot 8500 \text{ (APr.2.4-5)}$$

Para el conjunto de barandillas:

$$C_{bar} [ptas] = N_{bar} \cdot \pi D_{0,plataf} \cdot 8500 \text{ (APr.2.4-6)}$$

2.1.5. Escalera (año base 1997)

El último elemento que se tendrá en cuenta es la escalera. De la referencia [4], el coste de una escalera es de 8000 ptas/m lineal (50 euros). Así, para el precio de la escalera se requiere conocer la altura de la misma:

$$C_{es} [ptas] = H_{es} [m] \cdot 8000 \text{ (APr.2.5-1)}$$

Recuérdese, de la Memoria, que la escalera comenzaba a 7 ft del suelo, y se elevaba hasta la cota de elevación de la última plataforma.

2.1.6. Precio del conjunto

La suma de los precios obtenidos en los apartados 2.1 a 2.5 dan el coste final de la columna con los accesorios considerados, previa conversión entre unidades monetarias:

$$C_{CD} = C_{carc} + C_{platos} + C_{b,h} + C_{plataf} + C_{bar} + C_{es} \text{ (APr.2.6-1)}$$

2.2. Estimación del coste de la columna

2.2.1. Cuerpo principal

Con la ecuación (APr.2.1-2), y teniendo una masa de la columna igual a **20443,62 kg** (anexo II), se tiene para el año base 1979:

$$C_{carc} [\$] = 2,1 \cdot \exp \left[8,600 - 0,21651 \ln(20443,62) + 0,04576 (\ln(20443,62))^2 \right]$$

$$C_{carc,1979} = 120690,86 \$$$

Para el 2013, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$C_{carr}(2013) = 336804,4 \text{ €}$$

2.2.2. Platos

Con la ecuación (APr.2.2-3), y teniendo 25 platos reales, se tiene para el año base 1987:

$$C_{platos,1987} = (25)(2,7)484 \rightarrow C_{platos,1987} = 32670 \$$$

Para el 2008, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$\underline{C_{platos,2008} = 42899,02 \text{ €}}$$

2.2.3. Bocas de hombre

Con la ecuación (APr.2.3-1), para 3 bocas de hombre instaladas, en el año 1997:

$$C_{b,h,1997} = 3 \cdot 410000 \rightarrow C_{b,h,1997} = 1230000 \text{ ptas}$$

Para el 2008, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$C_{bh, 2013} = 10489,1 \text{ €}$$

2.2.4. Plataformas y barandillas

• Plataforma

Con la ecuación (APr.2.4-3), para 3 plataformas instaladas, en el año 1997, y con los siguientes datos calculados en el anexo II:

- $D_{i,plataf} = 3,004 \text{ m}$
- $D_{o,plataf} = 4,071 \text{ m}$

$$C_{plataf,1997} = 3 \cdot \frac{\pi}{4} (4,071^2 - 3,004^2) \cdot 15000 \rightarrow C_{plataf,1997} = 266748,52 \text{ ptas}$$

Para el 2013, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$C_{\text{plataf}} = 2274,8 \text{ €}$$

- **Barandilla**

Con la ecuación (APr.2.4-6), para 3 barandillas instaladas, en el año 1997, y con $D_{0,\text{plataf}} = 4,071 \text{ m}$.

$$C_{\text{bar},1997} = 3 \cdot \pi \cdot (4,071) \cdot 8500 \rightarrow C_{\text{bar},1997} = 326130,30 \text{ ptas}$$

Para el 2013, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$C_{\text{bar}} = 2781,1 \text{ €}$$

2.2.5. Escalera

Con la ecuación (APr.2.5-1), para una altura de escalera de **14,863 m**, en el año 1997:

$$C_{\text{es},1997} = (14,863) \cdot 8000 \rightarrow C_{\text{es},1997} = 118904 \text{ ptas}$$

Para el 2008, de acuerdo a la ecuación (APr.1-1) y la figura APr.1-1,

$$C_{\text{bar}} = 1013,98 \text{ €}$$

2.2.6. Precio del conjunto

Calculado directamente con los precios para diciembre de 2013, en euros, con la ecuación (APr.2.6-1):

$$\underline{C_{CD} = 274437,43 \text{ €}}$$

3. Equipos de transmisión de calor.

3.1. Intercambiadores de calor de carcasa y tubos. Método de estimación de costes

Se hará uso del procedimiento propuesto por la referencia [28]. En dicha publicación, para realizar una estimación se relacionan todos los factores con respecto a un intercambiador base, el cual se define mediante las siguientes características:

Parámetro	Intercambiador base
Espesor de tubos	14 BWG
Longitud de tubos	20 ft
Número de pasos por tubos	1 o 2
Presión de diseño del lado coraza	< 150 psig
Presión de diseño del lado tubos	< 150 psig
Material de construcción	Acero al carbono

Figura APr. 3.1-1. Factores para los intercambiadores de calor

Donde, como se puede verificar tanto en la Memoria como en los Anexos, todos los intercambiadores de carcasa y tubos proyectados presentan los valores de los parámetros anteriormente expuestos.

Así, según se explica en el artículo, el análisis de costos de equipos a principios de 1982 (año base) permitió la obtención de la siguiente ecuación para obtener un coste del intercambiador base:

$$C_b (\$/ft^2) = \left\{ \frac{6,6}{1 - \exp \left[\frac{(7 - D_{c(i)})}{27} \right]} \right\} p \cdot f \cdot r \quad (\text{APr. 3-1})$$

siendo:

- $D_{c(i)}$: diámetro interior de la carcasa (para un calderín tipo Kettle, diámetro interior superior).
- p : multiplicador de costo para diferentes diámetros externos, pitch y disposiciones de tubos:

Multiplicador p		
O.D. x pitch	Arreglo triangular	Arreglo cuadrado
5/8" x 25/32"	0.62	No es común
3/4" x 15/16"	0.80	No es común
3/4" x 1"	0.85	1.0
7/8" x 13/32"	0.87	No es común
1" x 11/4"	0.98	1.16
1 1/4" x 1 9/16"	1.23	1.45
1 1/4" x 1 37/64"	1.29	1.49
1 1/2" x 1 7/8"	1.47	1.73
1 1/2" x 1 57/64"	1.56	1.80
1 3/4" x 1 3/16"	1.72	2.03
1 3/4" x 1 13/64"	1.81	2.13
2" x 21/2"	1.97	2.32
2" x 2 17/32"	2.08	2.45

Figura APr. 3-1-2. Valores del multiplicador p.

Teniendo en cuenta que todos los intercambiadores de carcasa y tubos de la planta se caracterizan por las siguientes propiedades comunes, resulta un valor de “p” de:

$$\left. \begin{array}{l} DO_t = 3/4in \\ p' = 1in \\ \text{Disposición cuadrada} \end{array} \right\} p = 1$$

- *f*: multiplicador de costo para diferentes tipos de cabezales anteriores TEMA:

Cabezal TEMA	Multiplicador f
A	1.02-1.03
B	1.0
C	1.06-1.07
D	1.5-1.7
N	1.05

Figura APr. 3.1-3. Valores del multiplicador f.

Tanto los intercambiadores líquido-líquido como el calderín poseen cabezal de distribución tipo A. Así:

$$f \cong 1,03$$

- *r*: multiplicador de costo para diferentes tipos de cabezales posteriores TEMA:

Cabezal TEMA	Multiplicador r
S	1.0
M	0.80
L	0.83
N	0.85
U	0.90
T	1.05
P	1.04
W	1.02

Figura APr. 3.1-4. Valores del multiplicador r.

En este caso, el tipo de cabezal de distribución no es común entre los intercambiadores líquido-líquido y calderín. Así, los primeros presentan un cabezal tipo S y los segundos son de tipo T. Por tanto,

$$f_{\text{int, L-L}} \cong 1,0$$

$$f_{\text{cald}} \cong 1,05$$

Para intercambiadores con características diferentes a las del intercambiador base, se deben efectuar correcciones a fin de obtener un precio representativo. El costo corregido, C puede calcularse a partir del costo base C_b según (únicamente se muestran los parámetros de influencia):

$$C(\text{US\$}) = C_b (\text{US\$/ft}^2) \cdot (1 + C_s + C_L) \cdot A_{\text{transf}} (\text{ft}^2) \quad (\text{APr. 3-2})$$

Siendo:

- A_{transf} : área total de transferencia de los tubos.
- C_s : factor de corrección por tipo de carcasa

Coraza TEMA	Cs
E	0
J	0
X	0
G	0.05-0.1
H	0.1-0.15
F	0.15-0.2
K	0.25-0.35

Figura APr. 3.1-5. Valores del factor de corrección por tipo de carcasa.

De la misma manera que ocurría con los cabezales de distribución, el tipo de carcasa tampoco es común entre los intercambiadores líquido-líquido y calderín. Así los primeros presentan una carcasa tipo E, mientras que los segundos tipo K. Es decir,

$$C_{s,\text{int L-L}} = 0$$

$$C_{s,cald} = 0,30$$

- C_L : factor de corrección por longitud de tubos.

$$C_L = \left(1 - \frac{L_t}{20}\right) \left\{ 1,5 \left[0,002083 \frac{(D_{c(i)} - 12)}{\left(1 - \frac{L_t}{20}\right)} \right] \right\} \quad (\text{APr. 3-3})$$

Una vez dadas las ecuaciones correspondientes a los intercambiadores de calor, procederemos a realizar los cálculos pertinentes:

	ICF/D	ICF/W	ICF/O	C	ICWA/D	ICWA/W	
Dc (m)	0,254	0,305	0,203	0,94	0,54	0,74	
Dc (in)	83,3	100,1	66,6	308,4	177,2	241,8	
f	1,025	1,025	1,025	1,025	1,025	1,025	
p	1	1	1	1	1	1	
r	1	1	1	1,05	1	1	
Cb (\$/ft²)	7,2	6,98	7,6	7,1	6,8	6,8	
Cb (€/m²)	61,9	60,2	65,5	61,2	58,4	58,3	
Atrf (m²)	16,2	28,5	6,4	9,04	97,2	219,3	
Atrf (ft²)	173,8	307	68,8	97,3	1046,6	2360,2	
Cs	0	0	0	0,3	0	0	
Lt(m)	1,02	1,8	2,4	5,8	0	11,2	
Lt (ft)	3,34	5,8	7,9	19,1	0	36,8	Coste total (€)
Cl	0,17	0,21	0,13	0,71	0,4	0,6	2,7
C (\$)	1463,6	2597,6	590,3	1389,3	9899,4	24760,1	40700,3
C (€)	1170,9	2078,1	472,2	1111,5	7919,5	19808,1	32560,2
C (€) actual	2317,9	4113,8	934,8	2200,2	15677,7	39212,5	64456,8

3.2. Aerorefrigerante.

Método de estimación de costes

El coste del aerorefrigerante vendrá dado por la siguiente expresión [2]:

$$C(\$) = 137 \left(\frac{A_{transf}}{15,50} \right)^{0,8} (F_p + F_L + F_M), \text{ base 1968 [APr. 3.2 - 1]}$$

Siendo (ver tabla APr. 3.2-1):

A_{transf} (ft^2): *área total de transferencia de los tubos aleteados.*

F_p : *factor de corrección por presión*

$$P_D < 150 \text{ psi} \rightarrow F_p = 1,00$$

F_L : *factor de corrección por longitud de tubos*

$$L_t = 30 \text{ ft} \rightarrow F_L = 1,00$$

F_M : *factor de corrección por material*

$$\text{Acero al carbono} \rightarrow F_M = 0,00$$

Pressure Rating. Psi,	F_p	Tube Length, Ft.	F_L^*	Tube Material	F_M^*
150	1.00	16	0.00	Carbon steel	0.00
250	1.05	20	0.05	Aluminum	0.50
500	1.10	24	0.10	Stainless	1.85
1,000	1.15	30	0.15	Monel	2.20

Tabla APr. 3.2-1: Factores de corrección del coste base del aerorefrigerante.

Una vez dadas las correspondientes ecuaciones para el aerorefrigerante diseñado en la unidad, procederemos a su cálculo:

$A_{\text{transf}} \text{ (m}^2\text{)}$	4911,67
$A_{\text{transf}} \text{ (ft}^2\text{)}$	52868,78
$P_d \text{ (atm)}$	3,94
$P_d \text{ (psi)}$	57,89
$L_t \text{ (m)}$	9,14
$L_t \text{ (ft)}$	29,986
F_p	1
F_L	0,15
F_M	0
$C \text{ (\$)}$	103748,7
$C \text{ (€)}$	82998,95
$C_{\text{Actual}} \text{ (€/u)}$	479.289,7

4. ACUMULADOR DE REFLUJO

Método de estimación de costes

La estimación del coste del acumulador de reflujo será realizado a partir de los costes asociados al cuerpo principal y a las bocas de inspección.

Cuerpo principal (base 1.979)

Para el cálculo del coste del cuerpo principal, que incluye carcasa, soportes y tubuladuras, se empleará la siguiente expresión [34]:

$$C_{t,carc}(\$) = \exp \left[8,114 - 0,16449 \cdot \ln(W_{arm,acero}^{masa}) + 0,04333 \cdot \ln(W_{arm,acero}^{masa})^2 \right] (APr.4 - 1)$$

donde $W_{arm,acero}^{masa}$ (kg), masa de la carcasa del depósito, se puede obtener fácilmente a partir del peso del mismo, calculado en el Anexo VI. Decir que esta expresión es adecuada para recipientes horizontales a presión de acero al carbono con fondos elípticos 2:1 (se pueden asemejar a los toriesféricos).

Bocas de hombre (base 1.997)

La boca de inspección colocada en el botellón de reflujo se caracteriza por un diámetro de 20 in; tomando como precio aproximado de la misma un valor de 2.163,64 € [4], es decir:

$$C_{\text{boca hombre}} = 2.163,64 \text{ €}$$

Por último, el coste total del acumulador será estimado como la suma de los costes individuales analizados, es decir

$$C_{\text{ARF}} = C_{\text{t, carc}} + C_{\text{boca, hombre}} \quad (\text{APr. 4-2})$$

Cálculo del acumulador de reflujo

P (N)	22201,1
g (m/s ²)	9,81
W (Kg)	2263,1
C _{t,carc} (\$)	12441,6
C _{t,carc} (€)	9953,3
C_{t,actual} (€)	25919,5
C _{bh} (€)	2163,6
C_{bh, actual} (€)	4181,2

5. DEPÓSITOS DE ALMACENAMIENTO

Método de estimación de costes

La estimación del coste de los depósitos de almacenamiento será realizada a partir de los costes asociados al cuerpo principal y a accesorios tales como bocas de inspección, barandillas y escaleras (la plataforma es el mismo techo del depósito).

Cuerpo principal (base 1.997)

Para el cálculo del coste del cuerpo principal, que incluye toda la chapa metálica del depósito, se empleará la siguiente expresión [4]:

$$C_{t,carc}(\text{millones ptas}) = 0,80741(W_{arm,carc}^{masa})^{0,75}(APr. 5 - 1)$$

donde $W_{arm,carc}^{masa}$ (Ton), masa de la carcasa del depósito, se puede obtener fácilmente de manera sobredimensionada a partir de las ecuaciones adjuntas (no ha sido necesario su cálculo en el Anexo VII).

Como el volumen de los depósitos supera los 1500 m³, elegimos la siguiente ecuación para la masa de la carcasa del depósito:

$$W_{arm,acero}^{masa} = 2,74H_{DA} + 0,26(D_{o,DA})^2 - 0,84D_{o,DA} - 14,12 \quad (APr. 5 - 2)$$

Comentar que la expresión (APr.5-2) ha sido obtenida para depósitos de almacenamiento de acero al carbono SA-283 Gr. C con techo cónico regidos por la norma de fabricación API 650, características totalmente coincidentes con las de los depósitos proyectados.

Bocas de hombre (base 1.997)

Todas las bocas de inspección de los depósitos se caracterizan por un diámetro de 20 in. Tomando como precio aproximado de las mismas un valor de 360.000 ptas [4], el coste total de las aberturas de inspección de depósitos de almacenamiento será función del número de aquellas presentes en éste, que en todos casos, será dos. Es decir:

$$C_{bocas\ hombre} = 2 \cdot 360.000 \text{ ptas} = 720.000 \text{ ptas} = 4.320,17 \text{ €}$$

Escaleras (base 1.997)

Considerando como coste de una escalera helicoidal 80.000 ptas/m lineal [4], se puede calcular su precio total como:

$$C_{esc} \text{ (ptas)} = L_{esc} \text{ (m)} \cdot 80.000 \text{ ptas/m (APr.5-3)}$$

donde L_{esc} , la longitud de la escalera, la determinaremos mediante la siguiente ecuación:

$$L_{esc} = H_{carc} + t_{DA} + 0,4 \cdot \pi \cdot D_{o,DA} \text{ (APr.5-4)}$$

Barandillas (base 1.997)

Tomando como precio aproximado de las barandillas un valor de 8.500 ptas/m lineal [4], el coste total de éstas será función tanto del perímetro circunferencial del depósito en el que se encuentran como de la longitud de las escaleras helicoidales de dicho tanque, o lo que es lo mismo:

$$C_{bars} \text{ (ptas)} = (\pi \cdot D_{o,DA} + L_{esc}) 8.500 \text{ ptas/m (APr.5-5)}$$

Por último, se calculará el coste total de cada depósito como la suma de los costes individuales analizados, es decir:

$$C_{DA} = C_{t,carc} + C_{bocas \text{ hombre}} + C_{bars} + C_{esc} \text{ (APr.5-6)}$$

5.1. Depósito de almacenamiento DAD

Cuerpo principal

$$H_{DA} = 14,860 \text{ m}, D_{o,DA} = 13,519 \text{ m}$$

↓

$$W_{arm,acero}^{masa} = 62,759 \text{ Ton}$$

↓

$$C_{t,carc} = 108.023,77 \text{ €}$$

Bocas de hombre

$$C_{bh} = 4.320,17 \text{ €}$$

Escaleras

$$H_{carc} = 14,4 \text{ m}; t_{DA} = 9,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}; D_{o,DA} = 13,519 \text{ m}$$

↓

$$L_{esc} = 31,398 \text{ m}$$

↓

$$C_{esc} = 15.071,63 \text{ €}$$

Barandillas

$$L_{esc} = 31,398 \text{ m}; D_{o,DA} = 13,519 \text{ m}$$

↓

$$C_{bars} = 3.767,48 \text{ €}$$

Ahora si se está en disposición de estimar el coste global del depósito de almacenamiento DAD:

$$C_{DA} = 131.183,05 \text{ €}$$

↓ base 1.997

$$C_{DA} = 131.183,05 \text{ €} \frac{CEPCI_{actual}}{CEPCI_{1997}} = 172.829,00 \text{ €}$$

5.2. Depósito de almacenamiento DAW

Cuerpo principal

$$H_{DA} = 18,581 \text{ m}, D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$



$$W_{arm,acero}^{masa} = 101,613 \text{ Ton}$$



$$C_{t,carc} = 155.050,95 \text{ €}$$

Bocas de hombre

$$C_{bh} = 4.320,17 \text{ €}$$

Escaleras

$$H_{carc} = 18 \text{ m}; t_{DA} = 9,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}; D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$



$$L_{esc} = 40,653 \text{ m}$$



$$C_{esc} = 19.514,15 \text{ €}$$

Barandillas

$$L_{esc} = 40,653 \text{ m}; D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$



$$C_{bars} = 4.960,52 \text{ €}$$

Ahora si se está en disposición de estimar el coste global del depósito de almacenamiento DAD:

$$C_{DA} = 183.845,79 \text{ €}$$

↓ base 1.997

$$C_{DA} = 183.845,79 \text{ €} \frac{CEPCI_{actual}}{CEPCI_{1997}} = 242.210,29 \text{ €}$$

5.3. Depósito de almacenamiento DAF

Cuerpo principal

$$H_{DA} = 16,725 \text{ m}, D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$

↓

$$W_{arm,acero}^{masa} = 98,383 \text{ Ton}$$

$$C_{t,carc} = 151.340,22 \text{ €}$$

Bocas de hombre

$$C_{bh} = 4.320,17 \text{ €}$$

Escaleras

$$H_{carc} = 16,20 \text{ m}; t_{DA} = 9,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}; D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$

↓

$$L_{esc} = 38,853 \text{ m}$$

↓

$$C_{esc} = 18.650,11 \text{ €}$$

Barandillas

$$L_{esc} = 38,853 \text{ m}; D_{o,DA} = 18,019 \text{ m}$$

$$C_{bars} = 4.868,72 \text{ €}$$

Ahora si se está en disposición de estimar el coste global del depósito de almacenamiento DAD:

$$C_{DA} = 179.179,22 \text{ €}$$

↓ base 1.997

$$C_{DA} = 179.179,22 \text{ €} \frac{CEPCI_{actual}}{CEPCI_{1997}} = 236.062,25 \text{ €}$$

6. BOMBAS DE IMPULSIÓN

Método de estimación de costes

El coste de las bombas vendrá dado por la siguiente expresión [2]:

$$C (\$) = C_b (\$) \cdot F_M \cdot F_o \quad (\text{APr. 6-1})$$

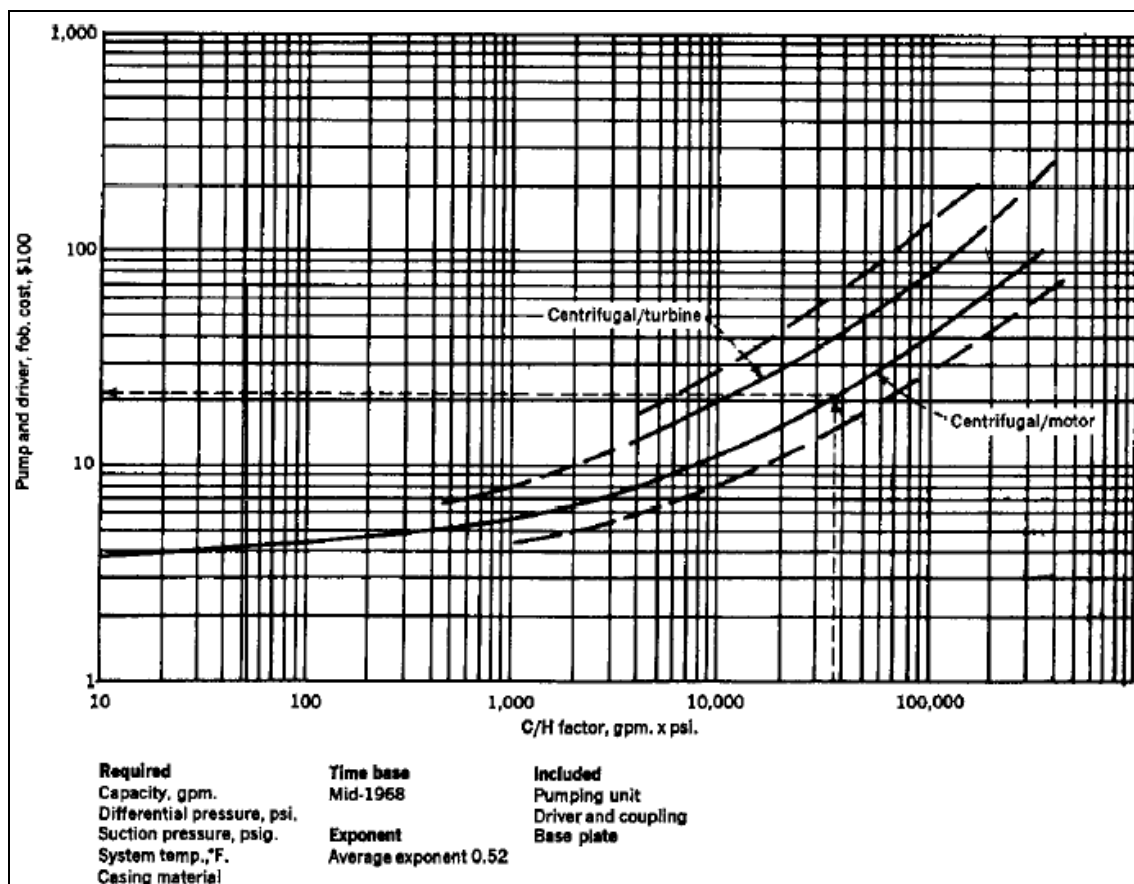


Tabla APr.6.1-1. Coste base de las bombas de impulsión.

siendo,

- C_b (\$): coste base de la bomba. Su valor depende del producto del caudal volumétrico a impulsar, Q en gpm y la carga a suministrar, $P_{\text{útil}}$ en psi, según muestra la figura de arriba. La carga será calculada a partir de $H_{\text{útil}}$ mediante la siguiente expresión,

$$P_{\text{útil}} = H_{\text{útil}} \cdot g \cdot \rho \quad (\text{APr. 6-2})$$

- F_M : factor de corrección por material.

$$\text{Función} \xrightarrow{(\text{Tabla APr.6-1})} F_M = 1,00$$

- F_o : factor de corrección por condiciones de operación. Las bombas trabajarán a una presión inferior a 150 psi y a temperaturas, según el caso, inferiores a 550 °C ó a 850 °C.

Centrifugal Pump Cost, \$ = [Base cost $\times F_M \times F_o$] Index					
Adjustment factors					
Material	F_M	Operating Limits	Max. value		
Cast iron	1.00	Suction pressure, psig.	150	500	1,000
Bronze	1.28	System temperature, °F.	250	550	850
Cast steel	1.32	Factor F_o	1.0	1.5	1.9
Stainless	1.93				
Carpenter 20	2.10				
Worthite	2.44				
Hastelloy C	2.89				
Monel	3.23				
Nickel	3.48				
Titanium	8.90				

Tabla APr. 6.1-2. Factores de corrección del coste base de las bombas de impulsión.

Por consiguiente, de manera general, se empleará la ecuación que resulta de la sustitución de F_M :

$$C (\$) = C_b (\$) \cdot F_o \quad (\text{APr. 6-3})$$

Cálculos

	BF	BD	BR	BW
$h_{\text{útil}}$ (m)	53,69	15,44	4,12	2,79
ρ (Kg/m ³)	680,7	606,24	606,24	590,36
$P_{\text{útil}}$ (N)	358523,9	91824,99	24502,52	16158,09
$P_{\text{útil}}$ (psi)	52,0	13,3	3,6	2,3
Q (m ³ /h)	61,2	49,99	21,646	38,767
Q (gpm)	269,5	220,1	95,3	170,7
C_b (\$)	14009,4	2930,9	338,6	399,9
P (psi)	16,2	32,3	32,3	32,3
T (°F)	200	300	300	400
P (atm)	1,1	2,2	2,2	2,2
F_0	1	1,5	1,5	1,5
F_M	1	1	1	1
C (\$)	14009,4	4396,3	508,0	600,0
C (€)	17511,8	5495,4	635,0	750,0
C_{actual} (€)	101124,4	31733,8	3666,6	4330,4

PLIEGO DE CONDICIONES

ÍNDICE DEL PLIEGO DE CONDICIONES

1. Disposiciones generales	402
1.1. Objetivo del pliego de condiciones	402
1.2. Obras accesorias no especificadas en el proyecto	402
1.3. Documentos que definen las obras	403
1.4. Contradicciones	403
2. Condiciones de índole facultativa	404
2.1. Dirección facultativa	404
2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista	405
2.2.1. Representación del contratista	405
2.2.2. Presencia del contratista en la obra	406
2.2.3. Gastos de cuenta del contratista	406
2.2.4. Oficina en la obra	407
2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto	407
2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto	408
2.2.7. Información del contratista a subcontratas e instaladores	408
2.2.8. Copias de documentos	408
2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa	409
2.2.10. Libro de órdenes	409
2.2.11. Residencia del contratista	409
2.2.12. Despido del contratista	410
2.3. Obras y su ejecución	410
2.3.1. Replanteo de la obra	410
2.3.2. Calendario de trabajo	411
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución	412
2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor	412
2.3.5. Maquinaria	413
2.3.6. Ensayos	413
2.3.7. Materiales	414
2.3.8. Acopios	415
2.3.9. Trabajos nocturnos	417
2.3.10. Accidentes de trabajo	417
2.3.11. Descanso en días festivos	418

2.3.12. Trabajos defectuosos o no autorizados	418
2.3.13. Señalización de las obras	418
2.3.14. Precauciones especiales	419
2.3.15. Personal técnico	419
2.4. Recepción provisional	420
2.5. Plazo de garantías	421
2.6. Recepción definitiva	421
3. Condiciones de índole económica	423
3.1. Percepción económica del contratista	423
3.2. Garantía de cumplimiento	423
3.3. Finanzas	423
3.4. Personalizaciones y bonificaciones	424
3.5. Precios	424
3.5.1. Precios unitarios	424
3.5.2. Precios descompuestos	425
3.5.3. Precios no contratados	426
3.5.4. Variaciones en los precios unitarios	427
3.6. Valoración y abono de los trabajos	427
3.6.1. Valoración de la obra	427
3.6.2. Valoración de obras incompletas	428
3.6.3. Abono de unidades de obras ejecutadas	428
3.6.4. Liquidaciones parciales	428
3.6.5. Liquidación general	428
3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales	428
3.6.7. Pagos	429
3.6.8. Suspensión por retraso de pagos	429
3.7. Seguros	429
4. Condiciones de índole general	431
4.1. Normativa general de aplicación	431
4.2. Adjudicación	433
4.3. El contrato	433
4.4. Arbitrajes y jurisdicción	433
4.5. Responsabilidad del contratista	434
4.6. Seguridad	435
4.7. Licencias, permisos e impuestos	435
4.8. Causas de rescisión del contrato	435

5. Condiciones de índole técnica	438
5.1. Forma general de ejecutar los trabajos	438
5.2. Mano de obra	438
5.3. Pruebas y puesta en marcha	438
5.4. Condiciones para los materiales	439
5.4.1. Condiciones generales de los materiales	439
5.4.2. Materiales no especificados	439
5.4.3. Ensayos	439
5.5. Condiciones para las tuberías	440
5.5.1. Condiciones generales	440
5.5.2. Condiciones para los accesorios	440
5.5.3. Condiciones para las válvulas	440
5.5.4. Condiciones para las soldaduras	441
5.6. Condiciones para los equipos	441
5.6.1. Condiciones para la columna de destilación	441
5.6.2. Condiciones para los intercambiadores de calor	442
5.6.3. Condiciones para los depósitos	442
5.6.4. Condiciones para las bombas	443
5.7. Condiciones para la instrumentación	443
5.8. Condiciones para los aislamientos	444

1. DISPOSICIONES GENERALES

1.1. Objetivo del Pliego de Condiciones

El objetivo del siguiente Pliego de Condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras a las que se refiere el proyecto "*Diseño de una columna de destilación para la separación de una mezcla de parafinas lineales del rango de las naftas ligeras*". **Contiene** las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto. El Pliego de Condiciones constituye el documento más importante desde el punto de vista contractual.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el Pliego de Condiciones.

Del mismo modo, la administración podrá conocer de forma detallada las diferentes tareas que se desarrollarán durante la ejecución del anteproyecto.

1.2. Obras accesorias no especificadas en el proyecto

Si en el transcurso de los trabajo se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras o instalaciones que no se encuentre descritas en el Pliego de Condiciones, el adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba del director de obra y, en cualquier caso, con arreglo a las reglas del buen arte constructivo.

El director de obra tendrá plenas atribuciones para sancionar la idoneidad de los sistemas empleados, que estarán expuestos para su

aprobación de forma que, a su juicio, las obras o instalaciones que resulten defectuosas total o parcialmente, deberán ser demolidas o desmontadas en su totalidad o en parte, sin que ello de derecho a ningún tipo de reclamación por parte del adjudicatario.

1.3. Documentos que definen las obras

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de Condiciones y la Memoria (y Anexos) que están recogidos en el presente anteproyecto. Los datos incluidos en el Presupuesto, incluyendo la justificación de precios, tienen carácter meramente informativo.

1.4. Contradicciones

En el caso de contradicciones entre los Planos, el Pliego de Condiciones y la Memoria, prevalecerá lo indicado en el capítulo de la Memoria referente al orden de prioridad entre los Documentos Básicos; no obstante, durante el estudio y realización de la obra, únicamente se recurrirá a la Memoria en aquellas situaciones en las que las especificaciones dispuestas en los otros dos documentos no sean suficientemente concretas. Lo mencionado en el Pliego de Condiciones y omitido en los Planos o viceversa, habrá de ser aceptado como si estuviese expuesto en ambos documentos, siempre que, a juicio del director de obras, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y tenga precio en el contrato.

En todo caso, las contradicciones, omisiones o errores que se adviertan en estos documentos por el director o contratista deberán reflejarse en el acta de comprobación.

2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA

2.1 Dirección facultativa

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su representación, sobre quién recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente anteproyecto.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente Pliego de Condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o

trabajos en curso, por lo que el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.

- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

El contratista proporcionará toda clase de facilidades al director de obra, o sus subalternos, para que puedan llevar a cabo su trabajo con el máximo de eficacia.

El director de obras no será responsable ante la propiedad de la tardanza de los organismos competentes en la tramitación del proyecto. Una vez conseguidos todos los permisos, el director de obra dará orden de comenzar la misma.

2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista

2.2.1. Representación del contratista

Desde que se den principio las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designará un jefe de obra como representante suyo autorizado que cuidará de que los trabajos sean llevados con diligencia y competencia. Este jefe estará expresamente autorizado por el contratista para recibir notificaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa y para asegurar que dichas órdenes se ejecuten. Así mismo estará expresamente autorizado para firmar y aceptar las mediciones realizadas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee realizar respecto a sus representantes y personal cualificado y, en especial, del jefe de obras, deberá comunicarse a la dirección facultativa.

2.2.2. Presencia del contratista en la obra

El contratista, por sí o por medio de sus facultativos representantes o encargados, estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañará a la dirección facultativa en las visitas que haga a la obra. Así mismo, y por sí o por medio de sus representantes, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivos de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa en el transcurso de las reuniones.

2.2.3. Gastos de cuenta del contratista

Serán de cuenta del contratista, siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de maquinaria y materiales.
- Los gastos de protección de acopio y de la propia obra contra deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes para almacenamientos de explosivos y carburantes.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basura.

- Los gastos de suministros, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de montajes, conservación y retiradas de instalaciones para el suministro de agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.
- Los gastos de retiradas de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

2.2.4. Oficina en la obra

El contratista habilitará en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que se puedan extenderse y consultarse los Planos.

En la oficina de obras, tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del anteproyecto que le hayan sido facilitados por la dirección facultativa y el "*Libro de Órdenes*" a que se refiere un artículo siguiente.

2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto

Si alguna parte de la obra no quedará suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección por escrito, con antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la

solución más acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los Pliegos de Condiciones o indicaciones de los Planos, las órdenes e instrucciones correspondientes se comunicarán por escrito al contratista, estando éste obligado a su vez a devolver, ya los originales, ya las copias, suscribiendo con su firma a enterado, que figurará así mismo en todas las órdenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

2.2.7. Información del contratista a subcontratas e instaladores

El contratista se verá obligado a suministrar toda la información precisa a las diferentes subcontratas e instaladores para que su labor se ajuste al anteproyecto.

En cualquier caso el contratista será el único responsable de las variaciones o errores que se hubieran podido cometer en obra por desconocimiento de las especificaciones aquí detalladas.

2.2.8. Copias de documentos

El contratista tiene derecho a sacar copias, a su costa, de los Planos, Presupuestos, Pliego de Condiciones y demás documentos del proyecto.

La dirección facultativa, si el contratista lo solicita, autorizará estas copias con su firma una vez confrontadas. En la obra siempre se encontrará

una copia completa del proyecto visado por el colegio oficial, que no se utilizará como planos de obra sino en contados casos de comprobaciones.

2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas de la dirección facultativa, sólo podrá presentarlas, a través de la misma, ante la propiedad, si ellas son de orden económico, y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes. Contra disposiciones de orden técnico o facultativo de la dirección facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada dirigida a la dirección facultativa, que podrá limitar su contestación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

2.2.10. Libro de Órdenes

El contratista tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección facultativa, un "*Libro de Órdenes*", con sus hojas foliadas por triplicado y visado por el colegio oficial.

El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

2.2.11. Residencia del contratista

Desde el inicio de las obras, hasta su recepción definitiva, el contratista o un representante suyo autorizado, deberá residir en un punto próximo al de ejecución de los trabajos y no podrá ausentarse de él sin previo conocimiento

de la dirección facultativa, notificándole expresamente la persona que durante su ausencia le ha de representar en todas sus funciones.

Cuando se falte a lo anteriormente prescrito, se considerarán válidas las notificaciones que se efectúen al individuo más caracterizado o de mayor categoría técnica de los empleados operarios de cualquier rama que, como dependiente de la contrata, intervengan en las obras.

2.2.12. Despido del contratista

Se considerará causa de despido del contratista, el incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra, la manifiesta incapacidad de realización de sus cometidos y la realización de actos que comprometan o perturben la marcha de los trabajos.

2.3. Obras y su ejecución

2.3.1. Replanteo de la obra

Antes de dar comienzo las obras, el director de obra auxiliado por el personal subalterno necesario y por el contratista o su representante, procederá al replanteo general de la obra. En dicho replanteo se establecerán las líneas fundamentales y puntos de nivel necesarios para definir y delimitar perfectamente el terreno donde se va a ejecutar la obra.

El replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos. Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su aparición.

El contratista se responsabilizará de la conversación de las estacas, señales y todas las referencias que se dejen en el terreno como consecuencia del replanteo.

Una vez finalizado el replanteo, se levantará la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación del replanteo reflejará la conformidad o disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del anteproyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que, en caso de disconformidad, pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Los datos, cotas y puntos fijados en el replanteo, se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

2.3.2. Calendario de trabajo

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.

- Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.
- Representación gráfica de las diversas actividades mediante un diagrama P.E.R.T.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución

El contratista empezará las obras al día siguiente de la fecha del acta de comprobación del replanteo, debiendo quedar terminado en la fecha acordada en dicho acta.

2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor

Si por causa de fuerza mayor o independientemente de la voluntad del contratista y siempre que esta causa sea distinta de las que se especifican como la rescisión en el capítulo "Condiciones de índole legal", aquél no pudiese comenzar las obras o tuviese que suspenderlas en los plazos prefijados, se le otorgará una prórroga proporcionada, para el cumplimiento de la contrata, previo informe a la dirección facultativa de la causa que impide ejecución o la marcha de los trabajos y el retraso que por ello se originaría en los plazos acordados, razonando la prórroga que por dicha causa solicita.

2.3.5. Maquinaria

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometan a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.3.6. Ensayos

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el director de obra, y se efectuará con arreglo a las normas que afectan a cada unidad de obra, o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director de obra.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométricos en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo par el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.3.7. Materiales

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberán cumplir las condiciones que se establecen en el Pliego de Condiciones, pudiendo ser rechazados en caso contrario por el director de obra. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista, y eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el Pliego de Condiciones Técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que estime oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director de obra.

Se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- *Manipulación de materiales*

Todos los materiales se manipularán con cuidado y de tal modo que se mantengan su calidad y aptitud para la obra.

- *Inspección de la planta*

Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

- *Inspección de los materiales*

Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al director de obra con 2 semanas como mínimo de antelación a la entrega.

- *Materiales defectuosos*

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del Pliego de Condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra a menos que el director de obra ordene lo contrario.

Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido substancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

2.3.8. Acopios

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinaria, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de procesos adyacentes a ésta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios puede entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original.

Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

2.3.9. Trabajos nocturnos

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas unidades de obra que así lo requieran.

El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

2.3.10. Accidentes de trabajo

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra riesgo de accidentes para su personal.

El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente anteproyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que, en cualquier caso, deberán ser, como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en el que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo los equipos necesarios para que éste trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como cascos, caretas, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción,

ocasionados por personas ajenas a la obra durante el horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que pueden ocurrir.

2.3.11. Descanso en días festivos

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

2.3.12. Trabajos defectuosos o no autorizados

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera, sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obra, podrá ser recibida provisionalmente y, definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse sin derecho a reclamación con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

2.3.13. Señalización de las obras

El contratista queda obligado a señalar a su costa las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

2.3.14. Precauciones especiales

- *Lluvias*

Durante la fase de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no produzcan daños. El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

- *Incendios*

El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios y a las recomendaciones u órdenes que reciba el director. En todo caso, adoptará las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requieren para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir. No obstante lo anterior, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente y, particularmente, en aquéllos en los que el riesgo de producción de incendio sea más elevado (soldadura, corte con soplete, etc.).

2.3.15. Personal técnico

El contratista está obligado a dedicar a los trabajos (tanto de obra civil como de montaje o instalación de líneas o equipos) el personal técnico a que

se comprometió en la licitación. A pie de las obras y al frente de las mismas deberá haber un ingeniero.

El personal así designado no será asignado a otras obligaciones mientras duren los trabajos.

Por otra parte, el personal a cargo del contratista deberá estar lo suficientemente cualificado para la realización de los trabajos. Es responsabilidad del contratista, por lo tanto, cualquier retraso derivado de la competencia o ignorancia del personal a su cargo.

El director podrá prohibir la presencia en la zona de trabajos de determinado personal del contratista por motivo de falta de obediencia o respeto o por causa de actos que comprometan o perturben, a su juicio, la seguridad, integridad o marcha de los trabajos.

El contratista podrá recurrir, si entendiéndose que no hay motivos fundados para dicha prohibición.

2.4. Recepción provisional

El director de la obra junto con el propietario y el contratista realizarán un examen global de la obra una vez terminados los trabajos.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas con arreglo a las condiciones establecidas, se levantará el acta de recepción provisional de las obras, en donde constará la fecha y las condiciones de recepción de las mismas. Dicho documento será firmado por el director de obra, el propietario y el contratista. El plazo de garantía de la obra empezará a contar a partir de dicha fecha.

Cuando las obras no se hallen en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta donde se especificará los desperfectos encontrados, fijándose un plazo para subsanarlos, los cuales corren a cargo del contratista. Expirado el plazo, se efectuará un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones, a fin de proceder a la recepción provisional de la obra. Si en dicho reconocimiento se comprueba que los desperfectos aún no han sido subsanados, el director de obra, en nombre y representación de la propiedad, encargará a otra entidad que las solucione con cargo a la fianza depositada por el contratista.

2.5. Plazo de garantías

Será de un año, contado a partir de la fecha de recepción provisional, salvo indicación contraria expresa en el pliego de contratación de la obra. Durante dicho período, las posibilidades de conservación, reparación y sustitución debidas a defectos y vicios ocultos, serán por cuenta del contratista, siendo éste el responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o el subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En consecuencia, si se observa vicios e imperfecciones antes de efectuarse la recepción definitiva de la obra, se dispondrá que el contratista demuela o reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

2.6. Recepción definitiva

Terminado el plazo de garantía, y previo a los tramites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas

se encuentren en las condiciones debidas. A partir de ese momento el contratista quedará relevado de toda responsabilidad económica, con excepción de los gastos derivados de la aparición de vicios ocultos, los cuales será responsabilidad suya durante un plazo de diez años contados a partir de la fecha de recepción definitiva de las obras.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, éstas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazará su recepción hasta que, ajuicio del director de obra, y dentro del plazo que se marque, queden las obras del modo y forma que se determinan en el presente Pliego de Condiciones.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por triplicado el acta correspondiente, en donde figurará la fecha de recepción definitiva de las obras y la firma de cada una de las partes implicadas: director de obra, propiedad y contratista.

3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA

3.1. Percepción económica del contratista

El contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al anteproyecto.

3.2. Garantía de cumplimiento

El director de obra podrá exigir al contratista la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentará el contratista antes de la firma del contrato.

3.3. Fianzas

El contratista deberá abonar una fianza del 5% del presupuesto de las obras adjudicadas, con vistas a responder del cumplimiento del lo contratado. La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario.

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra en nombre y representación de la propiedad, los ordenará ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario.

La fianza depositada, o lo quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días, siempre que el contratista haya acreditado por medio de certificado del Alcalde del distrito municipal en cuyo termino se halle emplazada la obra contratada, que no existe reclamación alguna contra él por

los daños y perjuicios que sean de su cuenta o por deuda de los jornales o materiales, ni por indemnización derivadas de accidentes ocurridos en el trabajo.

3.4. Penalizaciones y bonificaciones

Contratista, director de obra y propiedad firmarán un documento donde se especifique la cuantía y las condiciones de penalización económicas a cargo del contratista, debidas a retrasos en la ejecución de las obras. Del mismo modo, se especificará la cuantía y las condiciones de bonificación en beneficio del contratista, debidas a adelantos en la ejecución de la obra.

No se considerarán causa de penalización, los retrasos en la ejecución de las obras debidos a:

- Incendios causados por electricidad atmosférica.
- Daños producidos por terremotos y maremotos.
- Daños producidos por viento huracanados, mareas y crecidas de río superiores a la que sean de prever en el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el contratista tomó las medidas posibles, dentro de sus medios.
- Destrozos causados violentamente, a mano armada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

3.5. Precios

3.5.1. Precios unitarios

Todos los materiales que intervengan en la construcción de las obras objeto de este anteproyecto (aún en el caso de aumento de las unidades

especificadas o unidades que puedan aparecer) serán de cuenta del contratista, no admitiéndose por tanto ningún aumento por este concepto.

A efectos de propuestas y plazos, el contratista no debe contar con los suministros de terceros, comprometiéndose a construir o instalar todos los materiales o equipos necesarios para la terminación de los trabajos en el plazo señalado.

3.5.2. Precios descompuestos

Una vez adjudicadas las obras, el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- a) Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su preciso unitario respectivo de origen.
- b) Mano de obra por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra.
- c) Transporte de materia, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte por unidades, o número que la costumbre tenga establecida.
- d) Tanto por cierto de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.

- e) Tanto por cierto de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- f) Tanto por cierto de gastos generales, sobre la suma de conceptos anteriores.
- g) Tanto por cierto de beneficio industrial del contratista, aplicando a la suma total de los conceptos anteriores.

La suma de todas las cantidades que importan los siete capítulos se entiende que es el precio unitario contratado.

El contratista deberá asimismo presentar una lista de precios de jornales, de los materiales de origen, del transporte, del tanto por ciento que importan cada uno de los seguros o cargas sociales vigente y las partidas que se incluyen en el concepto de gastos generales, todo ello referido a la fecha de la suma del presupuesto.

El contratista deberá facilitar junto con el precio base del material, la marca, fabricante y fecha de la lista de precios utilizada como base de estudio.

3.5.3. Precios no contratados

Los precios de las unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra, que no figuren entre los contratados, se fijarán contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista formulará por escrito, bajo su firma, el precio que, a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad de obra. Por su parte, el director de obra fijará el precio que, a su juicio, debe aplicarse a dicha unidad. Si ambos son coincidentes se formulará por parte del director de obra el *Acta de*

Avenencia, quedando así formalizado el precio contradictorio. Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el director de obra propondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente.

3.5.4. Variaciones en los precios unitarios

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, al director de obra y al propietario dichas valoraciones, así como una valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe.

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

3.6. Valoración y abono de los trabajos

3.6.1. Valoración de la obra

La medición de la obra se hará por el tipo de unidad fijada en el correspondiente presupuesto.

La valoración deberá obtenerse aplicando a las diversas unidades de obra el precio que tuviese asignado en el presupuesto, añadiendo a este importe el de los tantos por ciento que corresponda al beneficio industrial.

Las valoraciones se realizarán mensualmente. Las llevará acabo el director de obra en presencia del contratista. De dicho acto se levantará un acta por duplicado, que se firmará por ambas partes.

3.6.2. Valoración de obras incompletas

Cuando a consecuencia de rescisión u otras causas, fuera preciso valorar las obras incompletas, se aplicarán los precios del presupuesto, sin que pueda pretenderse hacer la valoración de la unidad de obra fraccionándola en forma distinta a la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

3.6.3. Abono de unidades de obra ejecutadas

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

3.6.4. Liquidaciones parciales

Mensualmente el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel período.

3.6.5. Liquidación general

Terminadas las obras se procederá a hacer la liquidación general, que constará de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyen la obra.

3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujetos a certificaciones y variaciones que resulten de la liquidación final. Dichas certificaciones, no suponen tampoco la aprobación ni

recepción de las obras que comprenden. La propiedad se reserva en todo momento y, especialmente, al hacer efectivas las liquidaciones parciales, el derecho a comprobar que el contratista ha cumplido los compromisos referentes al pago de jornales y materiales invertidos en la obra, a cuyo efecto deberá presentar el contratista los comprobantes que se exijan.

3.6.7. Pagos

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por el director de obra, en virtud de las cuales se verifican aquéllos.

3.6.8. Suspensión por retraso de pagos

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que les corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, podrá el propietario rescindir la contrata.

3.7. Seguros

El contratista está obligado a asegurar la obra contratada durante todo el tiempo que dure su ejecución, hasta la recepción definitiva.

La cuantía del seguro coincidirá, en todo momento, con el valor que tengan por contrata los objetos asegurados. El importe abonado por la sociedad aseguradora, en caso de siniestro, se ingresará a cuenta a nombre de la propiedad, para que a cargo de ella se abone la obra que se construya y a medida que ésta se vaya realizando. El reintegro de dicha cantidad al

contratista se efectuará por certificaciones, como el resto de los trabajos de la construcción. En ningún caso, salvo por conformidad expresa del contratista, hecho en documento público, el propietario podrá disponer de dicho importe para menesteres ajenos a los de la construcción de la parte siniestrada.

Del mismo modo, el contratista deberá tener contratado un seguro de responsabilidad civil que cubra las indemnizaciones causadas por accidentes o perjuicios derivados de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

La infracción de lo anteriormente expuesto será motivo suficiente para que el contratista pueda rescindir la contrata, con devolución de la fianza, abono completo de gastos, materiales acopiados, etc., y una indemnización equivalente al importe de los daños causados al contratista por el siniestro y que no le hubiesen abonado, pero sólo en proporción equivalente a lo que suponga la indemnización abonada por la compañía aseguradora, respecto al importe de los daños causados por el siniestro, que serán tasados a estos efectos por la dirección técnica.

Los riesgos asegurados y las condiciones que figuran en la póliza de seguros los pondrá el contratista antes de contratarlos en conocimiento del propietario, al objeto de recabar de éste su previa conformidad o reparos.

4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL

4.1. Normativa general de aplicación

La normativa actualmente vigente y que deberá cumplirse en la realización del presente anteproyecto es la siguiente:

- Ley 21/1992, de 16 de julio, de Industria. BOE 176/1992 de 23 de julio.
- Decreto 59/2005, de 1 de marzo, por el que se regula el procedimiento para la instalación, ampliación, traslado y puesta en funcionamiento de los establecimientos industriales, así como el control, responsabilidad y régimen sancionador de los mismos. Boja 118/2005, de 20 de junio.
- Orden de 27 de mayo de 2005, por la que se dictan normas de desarrollo del Decreto 59/2005, de 1 de marzo, para la tramitación de los expedientes de instalación, ampliación, traslado y puesta en servicio de industrias e instalaciones relacionadas en su anexo y su control. Boja 118/2005, de 20 de junio.
- Ley 7/1994, de 18 de mayo, de Protección Ambiental de la Comunidad Autónoma de Andalucía.
- Decreto 292/1995, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Evaluación de Impacto Ambiental de la Comunidad Autónoma de Andalucía. Boja 166/1995, de 28 de diciembre.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales. BOE 303/2004, de 17 de diciembre.
- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril de 1979, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión. BOE 128/1979, de 29 de mayo.

- Orden de 30 de agosto de 1982 por la que se aprueba la ITC MIE-AP6 que complementa el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril. Reglamento de Aparatos a Presión. BOE 217/1982, de 10 de septiembre.
- Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo, por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la directiva del parlamento europeo y del consejo, 97/23/CE, relativa a los equipos de presión y se modifica el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril de 1979, que aprobó el Reglamento de Aparatos a Presión.
- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ-1, MIE APQ-2, MIE APQ-3, MIE APQ-4, MIE APQ-5, MIE APQ-6 y MIE APQ-7. BOE 112/2001, de 10 de mayo.
- Real Decreto 2085/1994, de 20 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones Petrolíferas. BOE 23/1995, de 27 de enero.
- Real Decreto 1523/1999, de 1 de octubre, por el que se modifica el Reglamento de instalaciones petrolíferas, aprobado por Real Decreto 2085/1994, de 20 octubre, y las instrucciones técnicas complementarias MI-IP03, aprobada por el Real Decreto 1427/1997, de 15 de septiembre, y MI-IP04, aprobada por el Real Decreto 2201/1995, de 28 de septiembre. BOE 253/1999, de 22 de octubre.

Asimismo, se considerará de aplicación cualquier norma o disposición que modifique o complemente las citadas. Sin perjuicio de todas las disposiciones enumeradas, serán de aplicación cuantas otras no se hayan mencionado o surjan en el proceso de aprobación del presente proyecto, que

pudieran ser relativas a las obras, sistemas y equipos, en general, y en materia de seguridad, en particular.

4.2. Adjudicación

La adjudicación de las obras se realizará mediante concurso. Las ofertas presentadas a dicho concurso deberán incluir como mínimo, una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

4.3. El contrato

El contrato se formalizará mediante documento privado público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmarán el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del anteproyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del anteproyecto.

4.4. Arbitrajes y jurisdicción

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables compondores nombrado uno de ellos por el propietario, otro por el contratista

y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

En caso de no haber llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que puedan surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a la legislación vigente, renunciando al derecho común y al fuero de su domicilio, siendo competentes la jurisdicción donde estuviese enclavada la obra.

4.5. Responsabilidad del contratista

El contratista será responsable de la ejecución de la obra en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el anteproyecto. Como consecuencia de ello, vendrá obligado a la demolición y reconstrucción de todo lo mal ejecutado, sin que pueda servir de excusa el que la dirección técnica haya examinado y reconocido la construcción durante las obras, ni el que hayan sido abandonadas en liquidaciones parciales.

Será responsabilidad del contratista el cumplimiento de todas las ordenanzas y disposiciones municipales que estén vigentes en la localidad donde la edificación esté emplazada.

El contratista será responsable de todos los accidentes o perjuicios de todo género que, por inexperiencia, descuido o incumplimiento de la legislación vigente en materia de seguridad, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas, ya que se consideran que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar dichas disposiciones legales. El contratista deberá tener contratado un seguro que cubra las indemnizaciones a quienes

correspondan y cuando a ello hubiera lugar, de todos los datos y perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

Será de cargo y cuenta del contratista, el vallado y la policía del solar, cuidando de la conservación de sus líneas de lindero y vigilando que, por los poseedores de las fincas contiguas, si las hubiere, u otras personas ajenas a las obras, no se realicen durante la obra actos que mermen o modifiquen a la misma.

El contratista se ve obligado a lo establecido en la Ley de Contratos del Trabajo y además a lo dispuesto por la Ley de Accidentes del Trabajo, Subsidio Familiar y Seguros Sociales.

4.6. Seguridad

El contratista estará obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúen para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios, sino en todos los lugares peligrosos de la obra, así como los accidentes en zonas ajenas a la misma derivados de dichas obras.

4.7. Licencias, permisos e impuestos

El contratista deberá tramitar todas las licencias, permisos e impuestos necesarios para la normal ejecución de las obras, corriendo el pago de los mismos por cuenta del propietario.

4.8. Causas de rescisión del contrato

Las causas de rescisión del contrato son las que enumeran a continuación:

1. El incumplimiento, por parte del contratista, de las condiciones fijadas en el presente Pliego de Condiciones, tanto por negligencias como por cualquier otra causa.
2. Las modificaciones del anteproyecto en tal forma que presenten alteraciones fundamentales del mismo a juicio del director de obra y en cualquier caso siempre que las unidades del presupuesto de unidades como consecuencia de estas modificaciones representen en, más o menos, el 25% como mínimo del importe de aquél.
3. Las modificaciones de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen unidades, en más o menos, del 40% como mínimo de algunas de las unidades de las que figuran en las mediciones del anteproyecto, o más de un 50% de unidades del anteproyecto modificado.
4. Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
5. El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del anteproyecto.
6. La suspensión de la obra comenzada y, en todo caso, siempre que, por razones ajenas a la contrata, no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de 3 meses, a partir de la adjudicación. En este caso la devolución de la fianza será automática.
7. La suspensión de la obra comenzada sin causa justificada.
8. La no terminación de la obra en los plazos establecidos en el presente Pliego de Condiciones.
9. Cuando sea aprobado por el director de obra que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.

10. Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso, el director de obra, en nombre y representación del propietario, ordenará ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada.
11. El incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra al contratista.
12. La muerte o incapacidad del contratista.
13. La quiebra del contratista.

En los casos 12 y 13, si los herederos o síndicos ofrecieran llevar a cabo las obras, bajo las mismas condiciones estipuladas en el contrato, el propietario puede admitir o rechazar el ofrecimiento, sin que en este último caso tengan aquéllos derecho a indemnización alguna.

5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA

5.1. Forma general de ejecutar los trabajos

Las obras se ajustarán a los Planos y a este Pliego de Condiciones, resolviéndose cualquier discrepancia que pudiera existir, por el director de la obra.

Si por cualquier circunstancia fuese preciso efectuar alguna variación en las obras a realizar, se redactará el correspondiente proyecto reformado, el cual desde el día de su fecha, se considerará por parte integrante del proyecto primitivo, y por tanto sujeto a las mismas especificaciones de todos y cada uno de los documentos de éste en cuanto no se los pongan explícitamente.

5.2. Mano de obra

Todo el personal especialista que se emplee en la ejecución de las obras tendrá perfecto conocimiento de su oficio, con arreglo de su categoría.

El contratista tendrá la obligación de separar de la obra aquel personal que, a su juicio o el del director de obra, no cumpla con sus obligaciones en la forma de vida.

5.3. Pruebas y puestas en marcha

Durante la ejecución de los trabajos, se efectuarán pruebas de carga de los diferentes equipos, así como de resistencia mecánica por sobrepresión recogidas en la normativa legal vigente y en los diferentes capítulos en la Memoria del proyecto.

5.4. Condiciones para los materiales

5.4.1. Condiciones generales de los materiales

Las características de los materiales serán las expresadas en los subapartados que siguen, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no las reúnan.

No podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estimen oportunas.

5.4.2. Materiales no especificados

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente proyecto y fuese necesario utilizar, reunirá las condiciones que se requieran para su función siendo fijados por el contratista las fuentes de suministro que éste estime oportuna. En cualquier caso, el contratista notificará al director de obra, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la dirección facultativa totalmente inapelable.

5.4.3. Ensayos

Antes de proceder al empleo de los materiales serán examinados y aceptados por el director de obra, quien podrá disponer si así lo considera

oportuno de todas las pruebas, análisis, ensayos, etc., hasta su definitiva aprobación.

5.5. Condiciones para las tuberías

5.5.1. Condiciones generales

Las tuberías serán de acero al carbono SA-106 Gr. B y se fabricarán de acuerdo a la norma ANSI B.31.3.

Las tuberías serán de los diámetros especificados en los correspondientes apartados de la Memoria, y estarán libres de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o faltas de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

5.5.2. Condiciones para los accesorios

Los accesorios para las tuberías (codos, té, etc.) serán del mismo material que las tuberías y deberán ser fabricados bajo la norma ANSI 16.9. Su diámetro será el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados y se unirán a ellas mediante soldaduras. Los accesorios estarán libres de defecto, irregularidades, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

5.5.3. Condiciones para las válvulas

Las válvulas serán del tipo que la dirección de las obras estime más adecuado de cara a la línea y servicio en que vayan a ser instaladas.

Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

Durante su instalación se tendrá especial cuidado de alinear correctamente los extremos con la tubería en la que vaya a ser instalada.

5.5.4. Condiciones para las soldaduras

En las partes de la instalación en que deban llevarse a cabo procesos de soldadura a tope, se instalarán durante el proceso de soldado anillos de protección y se evitará en todo momento que penetren en el interior de las partes a soldar cascarillas y salpicaduras de soldaduras.

Las soldaduras se harán mediante cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón, evitando así que los defectos de un cordón puedan ser enmascarados por el siguiente.

5.6. Condiciones para los equipos

5.6.1. Condiciones para la columna de rectificación

El material de construcción de la columna de rectificación será SA-240 Gr. 316. Las dimensiones de la columna, así como sus características geométricas, serán las determinadas en la Memoria.

El director de obra supervisará la columna antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlas si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

Si desde que el equipo es recibido desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un período de tiempo que al director de obra considerase razonablemente largo, será almacenado bajo techado en un lugar seco y se tomarán precauciones para que no sufriesen contaminación, oxidación excesivas, acumulación de humedad o suciedad así, como golpes o deterioros.

5.6.2. Condiciones para los intercambiadores de calor

El material de construcción empleado para los intercambiadores de calor será acero al carbono SA-283 Gr. C (salvo una excepción referenciada en la Memoria, en cuyo caso será SA-285 Gr. C) para la carcasa y acero al carbono SA-106 Gr. B para los tubos.

Las dimensiones de los intercambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la Memoria.

El director de obra supervisará los equipos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

Si desde que el equipo es recibido desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un período de tiempo que el director de obra considere razonablemente largo, será almacenado bajo techado en lugar seco y se tomarán precauciones para q no sufriesen contaminación, oxidación excesiva, acumulación de humedad o suciedad, así como golpes o deterioros.

5.6.3. Condiciones para los depósitos

El material de construcción tanto del acumulador de reflujo como de los depósitos de almacenamiento será acero al carbono SA-283 Gr. C.

Las dimensiones de dichos depósitos, así como sus características geométricas serán los determinados en la Memoria.

El director de obra supervisará los depósitos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

Si desde que el equipo es recibido desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un período de tiempo que el director de obra considerase razonablemente largo, será almacenado bajo techo en lugar seco y se tomarán precauciones para que no sufriesen contaminación, oxidación excesiva, acumulación de humedad o suciedad, así como golpes o deterioros.

5.6.4. Condiciones para las bombas

Las bombas se suministrarán con las correspondientes bancadas, sobre la que se montará el conjunto bomba-motor. La bancada estará constituida por perfiles de acero, con dimensiones de forma que soporte los esfuerzos de arranque, y garantizará la estabilidad del conjunto bomba-motor.

El contratista presentará al director de obra los Planos y Memorias descriptivas de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc. Efectuadas en el taller del fabricante.

5.7. Condiciones para la instrumentación

Las válvulas de control serán las adecuadas para las condiciones de proyecto.

Los sensores de temperatura, presión, nivel y caudal a instalar serán fabricados por una compañía de reconocido prestigio. Se preocupará que los márgenes de mediación en los que vaya a trabajar el aparato en condiciones normales queden en el tercio central de la escala.

5.8. Condiciones para los aislamientos

Los equipos, así como las líneas de tuberías cuyo aislamiento se prevén en la Memoria del presente proyecto, serán calorifugados mediante fibra de vidrio con los espesores establecidos en dicha Memoria.

El aislamiento no presentará cortes o deformaciones que, a juicio del director de obra, pudieran afectar a la capacidad aislante del mismo.

El aislamiento se sujetará a los equipos y líneas mediante pletinas, alambres o tornillos de metal, o mediante otro sistema que el instalador crea adecuado y que el director de obra estime eficaz. Además, el aislamiento se recubrirá de una capa de aluminio para protegerlo frente al acceso de agua, al deterioro mecánico y al ataque químico.

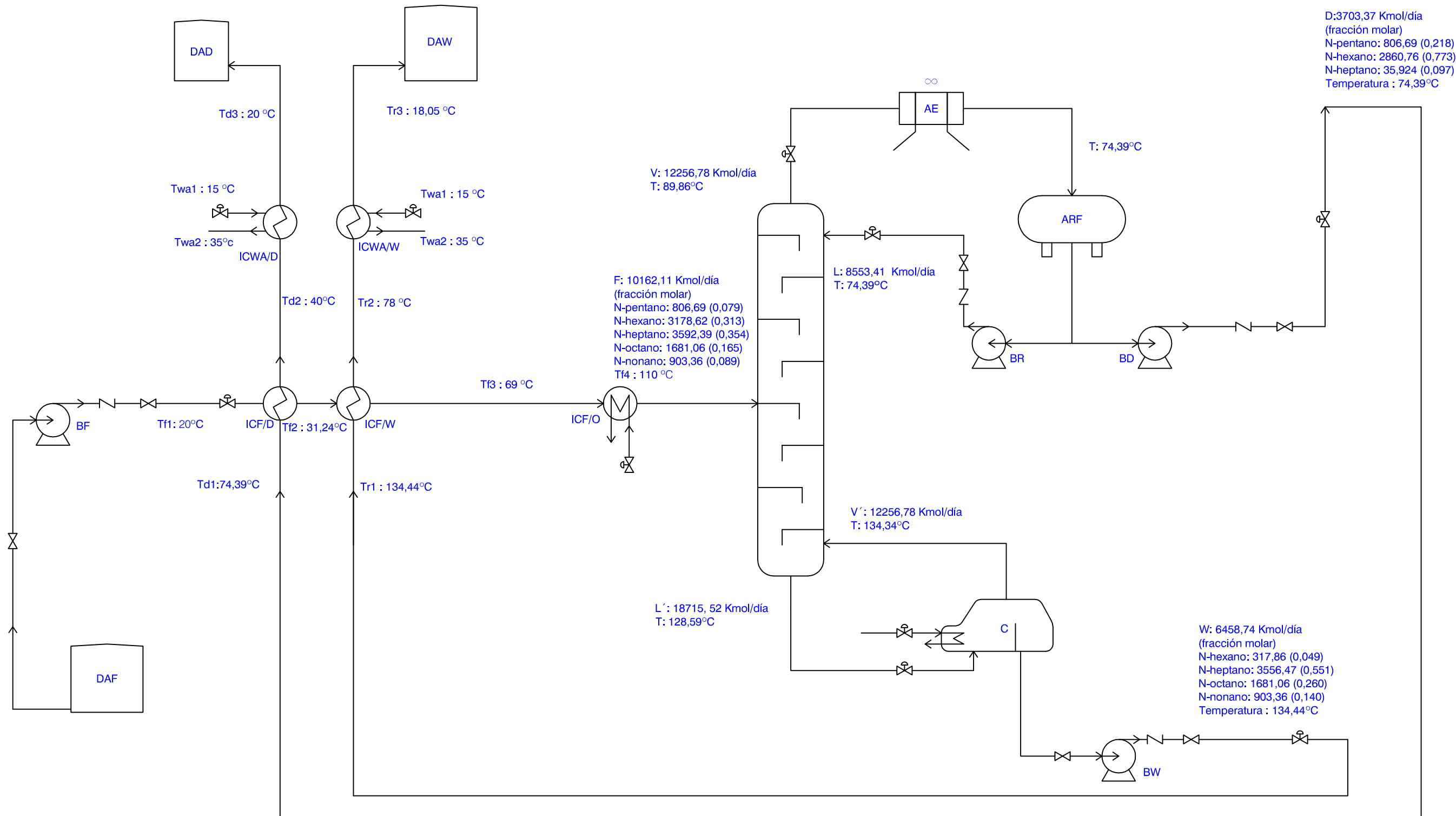
PLANOS

Índice de los planos

- Plano nº 1: Situación de la columna
- Plano nº 2: Diagrama de balance de materia
- Plano nº 3: Diagrama de control de procesos
- Plano nº 4: Diagrama de tramos de tubería
- Plano nº 5: Distancia entre equipos
- Plano nº 6: Columna de rectificación
- Plano nº 7: Platos perforados de la columna de rectificación
- Plano nº 8: Fondo toriesférico tipo Klopper
- Plano nº 9: Intercambiador de calor ICF/D
- Plano nº 10: Intercambiador de calor ICF/W
- Plano nº 11: Precalentador de aceite ICF/O
- Plano nº 12: Enfriador de agua ICWA/D
- Plano nº 13: Enfriador de agua ICWA/W
- Plano nº 14: Calderín
- Plano nº 15: Depósito de almacenamiento DAD
- Plano nº 16: Depósito de almacenamiento DAW
- Plano nº 17: Depósito de almacenamiento DAF
- Plano nº 18: Aerorefrigerante
- Plano nº 19: Acumulador de reflujo ARF

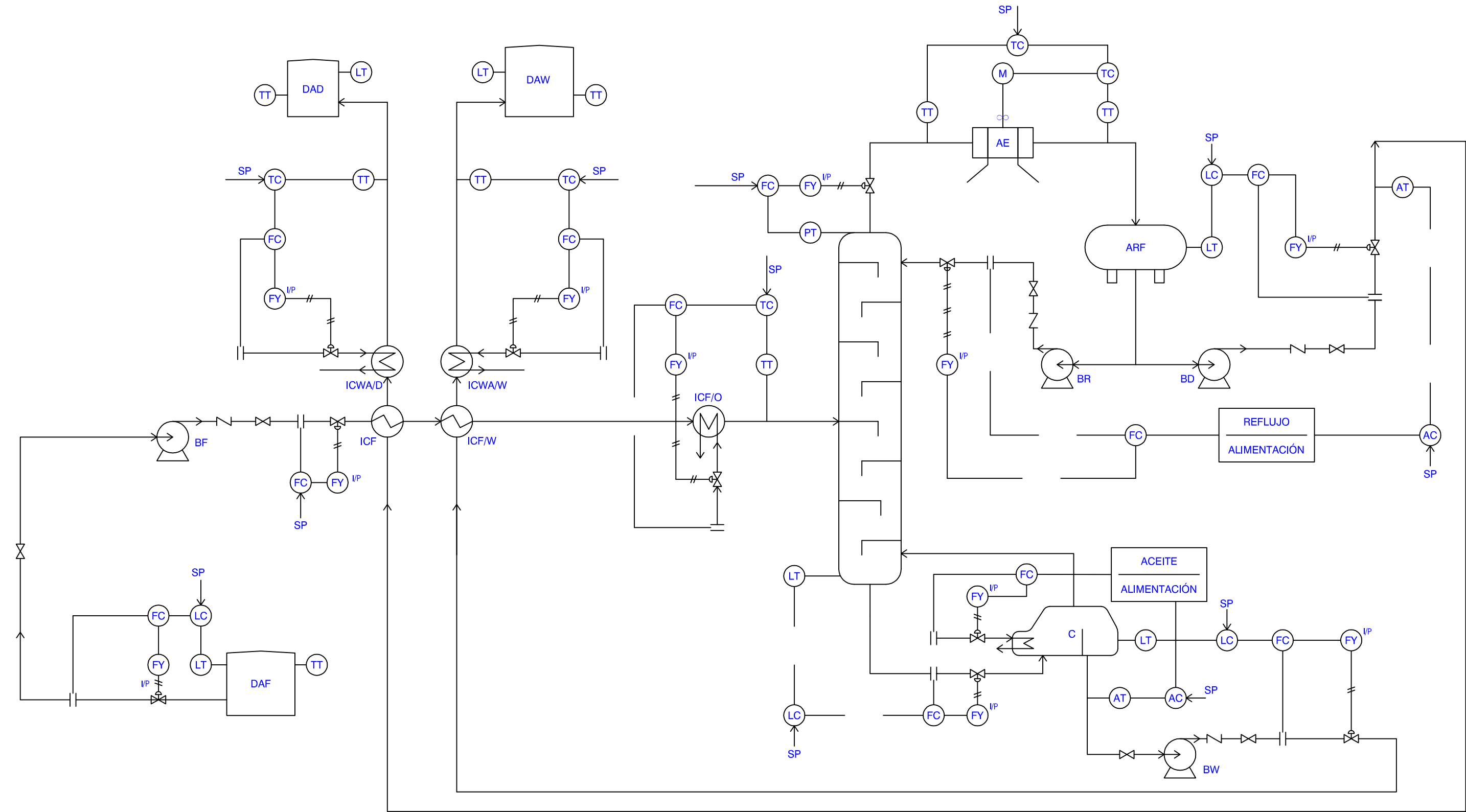


REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 1	SITUACIÓN DE LA COLUMNA
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



SIMBOLOGÍA					
ICF	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN	✕	VÁLVULA DE COMPUERTA	F	ALIMENTACIÓN
ICF/O	INT. DE ALIMENTACIÓN / ACEITE	∩	VÁLVULA DE RETENCIÓN	D	DESTILADO
ICF/W	INT. DE ALIMENTACIÓN / AGUA	⊗	VÁLVULA DE GLOBO	W	RESIDUO
ICWA/D	INT. DE AGUA Y DE DESTILADO	BF	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	L	REFLUJO
ICWA/W	INT. DE AGUA Y DE RESIDUO	BR	BOMBA DE REFLUJO	L'	LIQUIDO DE AGOTAMIENTO
AE	AERORREFRIGERANTE	BD	BOMBA DE DESTILADO	V'	VAPOR DE AGOTAMIENTO
ARF	ACUMULADOR DE REFLUJO	BW	BOMBA DE RESIDUO	V	VAPOR DE RECTIFICACIÓN
DAF	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE ALIMENTACIÓN				
DAD	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DEL DESTILADO				
DAW	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE RESIDUO				
CD	COLUMNA DE DESTILACIÓN				
C	CALDERIN				

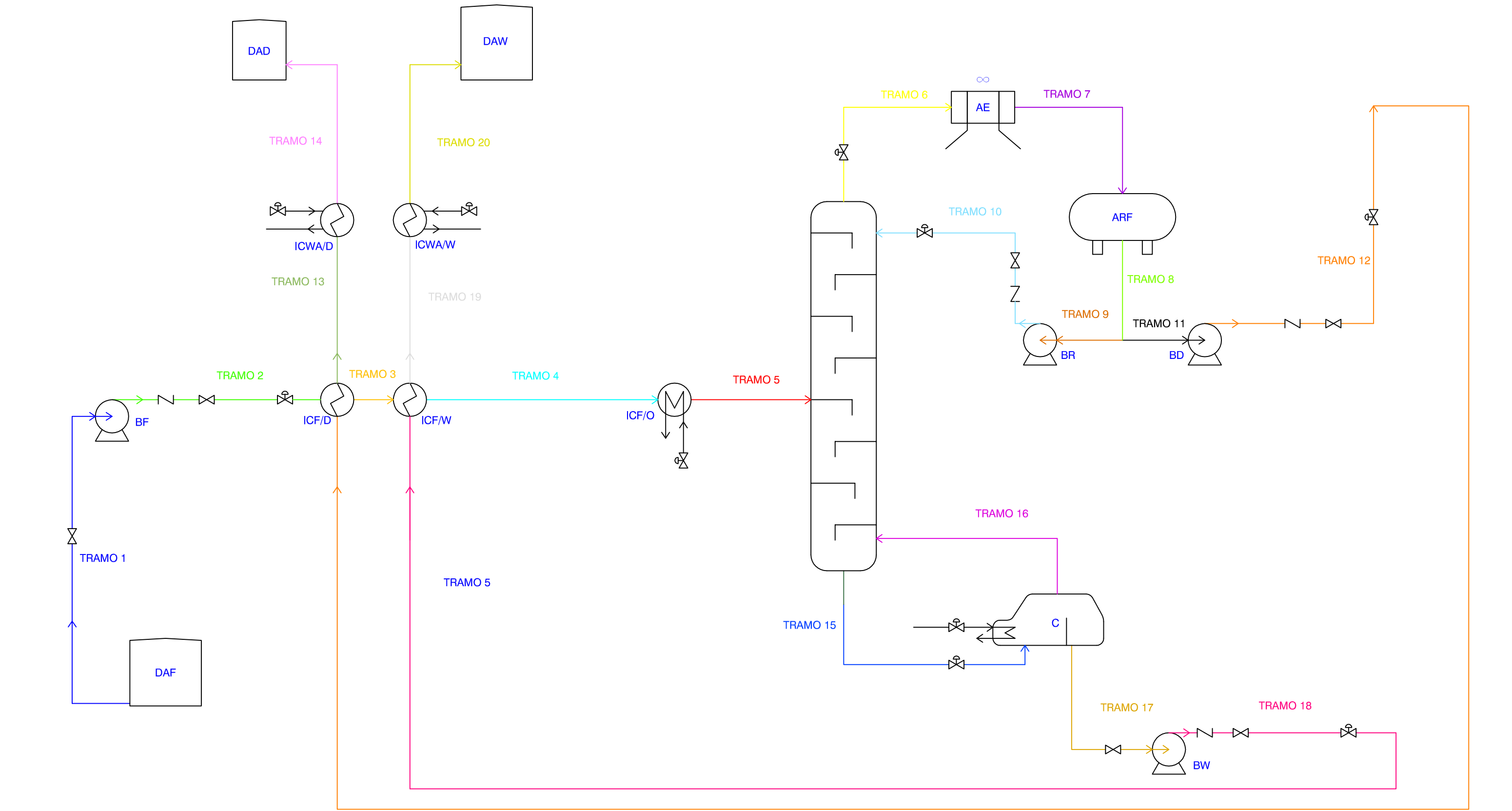
REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 2	DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIA
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



SIMBOLOGÍA					
ICF	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN		VÁLVULA DE COMPUERTA		SENSOR-TRANSMISOR DE COMPOSICIÓN
ICF/O	INT. DE ALIMENTACIÓN / ACEITE		VÁLVULA DE RETENCIÓN		CONTROLADOR DE VELOCIDAD DE FLUJO
ICF/W	INT. DE ALIMENTACIÓN / AGUA		VÁLVULA DE GLOBO		SENSOR-TRANSMISOR DE VELOCIDAD DE FLUJO
ICWA/D	INT. DE AGUA Y DE DESTILADO		PLACA DE ORIFICIO		SENSOR-TRANSMISOR DE NIVEL
ICWA/W	INT. DE AGUA Y DE RESIDUO		BOMBA DE ALIMENTACIÓN		SENSOR-TRANSMISOR DE TEMPERATURA
AE	AERORREFRIGERANTE		BOMBA DE REFLUJO		SENSOR-TRANSMISOR DE PRESIÓN
ARF	ACUMULADOR DE REFLUJO		BOMBA DE DESTILADO		RELÉ CONVERSOR DE SEÑAL ELÉCTRICA/NEUMÁTICA
			BOMBA DE RESIDUO		CONTROLADOR DE NIVEL

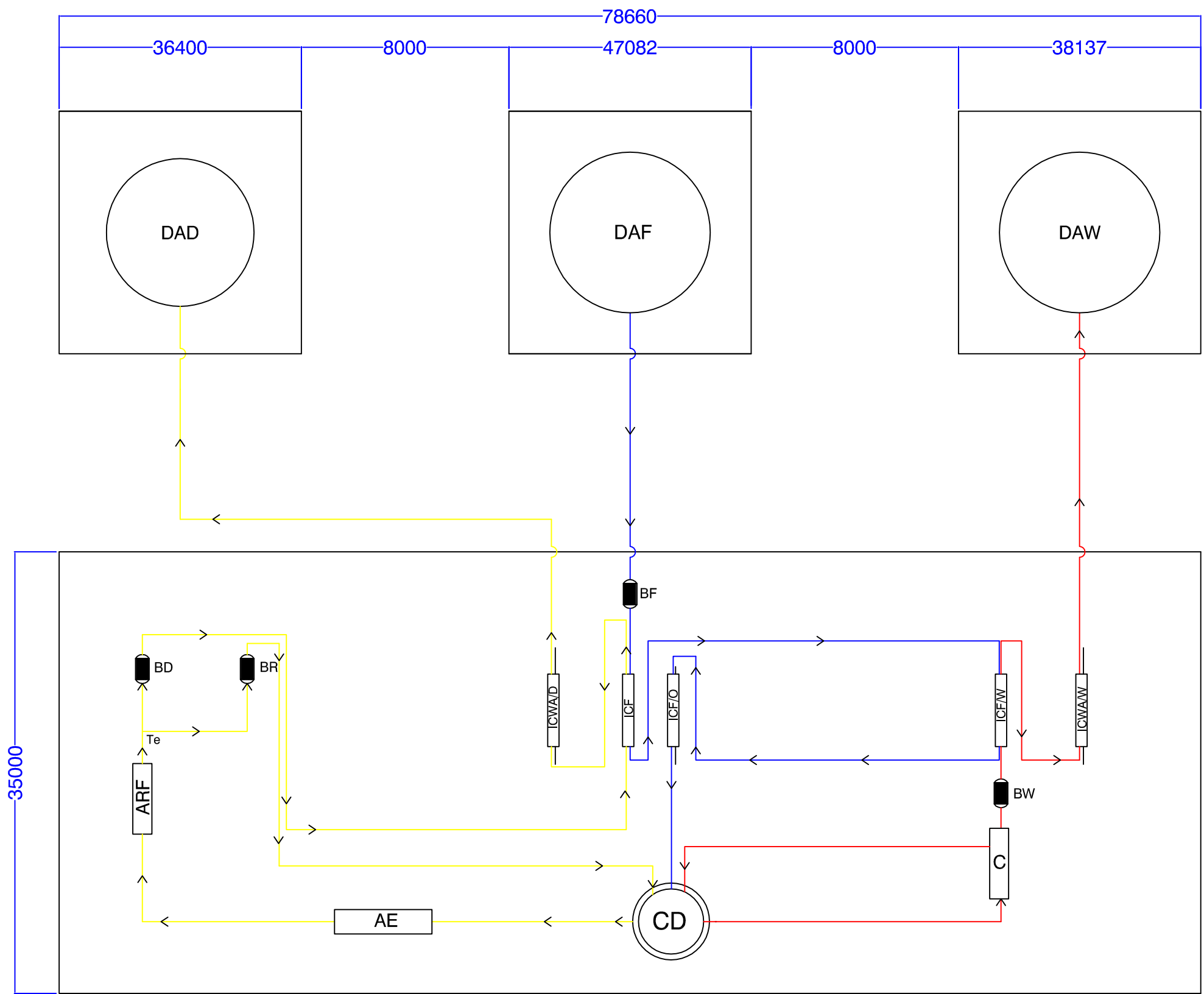
REPRESENTACIÓN DE LAS LÍNEAS DE TRANSMISIÓN Y TUBERÍAS	
	LÍNEA DE TUBERÍA
	TRANSMISIÓN DE SEÑAL NEUMÁTICA
NOMENCLATURA SEGÚN NORMA ISA	

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 3	DIAGRAMA DE CONTROL DE PROCESOS
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



SIMBOLOGÍA					
ICF	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN		VÁLVULA DE COMPUERTA	F	ALIMENTACIÓN
ICF/O	INT. DE ALIMENTACIÓN / ACEITE		VÁLVULA DE RETENCIÓN	D	DESTILADO
ICF/W	INT. DE ALIMENTACIÓN / AGUA		VÁLVULA DE GLOBO	W	RESIDUO
ICWA/D	INT. DE AGUA Y DE DESTILADO	BF	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	L	REFLUJO
ICWA/W	INT. DE AGUA Y DE RESIDUO	BR	BOMBA DE REFLUJO	L'	LIQUIDO DE AGOTAMIENTO
AE	AERORREFRIGERANTE	BD	BOMBA DE DESTILADO	V'	VAPOR DE AGOTAMIENTO
ARF	ACUMULADOR DE REFLUJO	BW	BOMBA DE RESIDUO	V	VAPOR DE RECTIFICACIÓN
DAF	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE ALIMENTACIÓN				
DAD	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DEL DESTILADO				
DAW	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE RESIDUO				
CD	COLUMNA DE DESTILACIÓN				
C	CALDERIN				

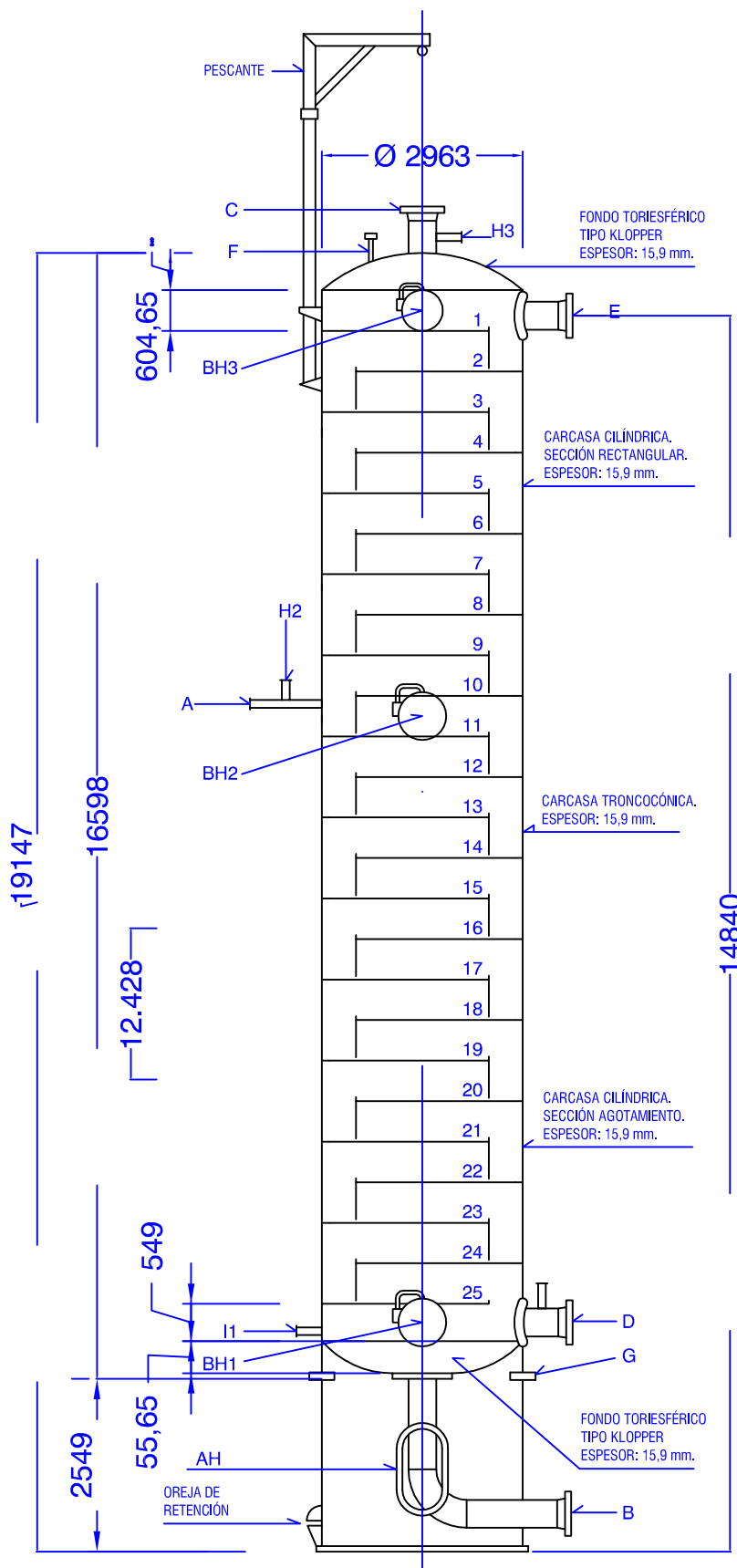
REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 4	DIAGRAMA DE TRAMOS DE TUBERIA
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



DATOS DEL DISEÑO			
LÍNEAS/TRAMOS	LONGITUD (m)	LÍNEAS/TRAMOS	LONGITUD (m)
LÍNEA DE ALIMENTACIÓN	97	TRAMO BR-CD	30
TRAMO DAF/BF	15	LÍNEA DESTILADO	
TRAMO BF/ICF	5	TRAMO Te-BD	5
TRAMO ICF-ICF/W	15	TRAMO BD-ICF	30
TRAMO ICF/W-ICF/O	12	TRAMO ICF-ICWA/D	10
TRAMO ICF/O-CD	25	TRAMO ICWA/D-DAD	30
LÍNEA CONDENSACION		LÍNEA RESIDUO	
TRAMO CD-AE	25	TRAMO CD-C	20
TRAMO AE-ARF	15	TRAMO C-CD	20
TRAMO ARF-Te	5	TRAMO C-BW	5
LÍNEA DE REFLUJO	15	TRAMO BW-ICF/W	7
TRAMO Te-BR	5	TRAMO ICF/W-ICWA/W	15
		TRAMO ICWA/W-DAW	15

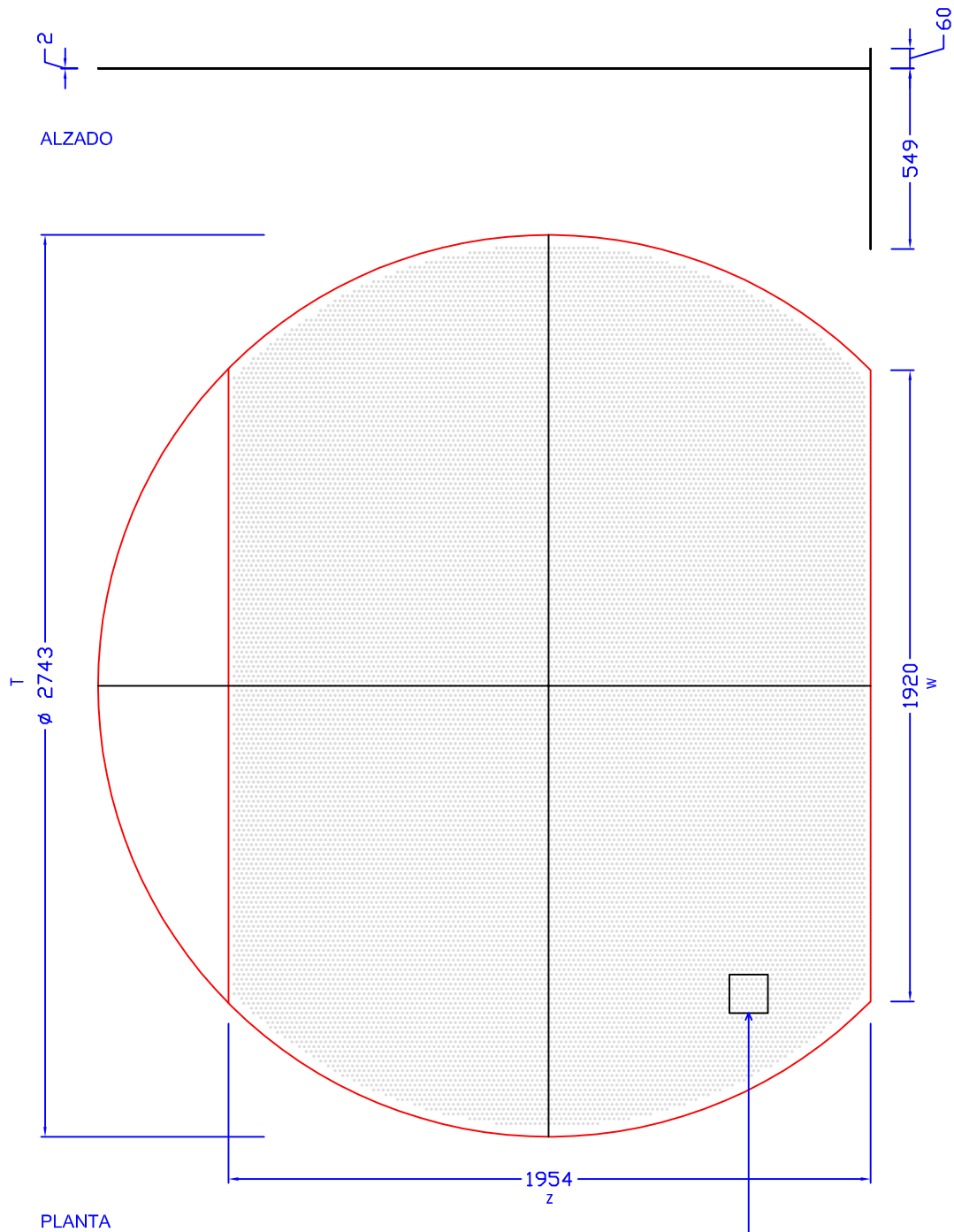
SIMBOLOGÍA					
ICF	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN	BF	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	DAF	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE ALIMENTACIÓN
ICF/O	INT. DE ALIMENTACIÓN / ACEITE	BR	BOMBA DE REFLUJO	DAD	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DEL DESTILADO
ICF/W	INT. DE ALIMENTACIÓN / AGUA	BD	BOMBA DE DESTILADO	Te	PUNTO DE BIFURCACIÓN
ICWA/D	INT. DE AGUA Y DE DESTILADO	BW	BOMBA DE RESIDUO	CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIOENES ESTÁN EN mm.	
ICWA/W	INT. DE AGUA Y DE RESIDUO	C	CALDERÍN		
AE	AERORREFRIGERANTE	CD	COLUMNA DE DESTILACIÓN		
ARF	ACUMULADOR DE REFLUJO	DAW	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE RESIDUO		

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 5	DISTANCIA ENTRE EQUIPOS
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	

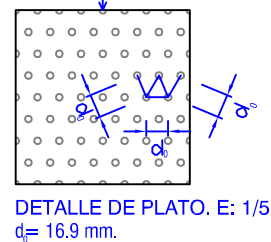


DATOS DEL DISEÑO		
CÓDIGO		ASME VIII Div. 1
AISLAMIENTO		SI
TEMPERATURA DE OPERACIÓN		89° - 155° c
PRESIÓN DE OPERACIÓN		2,07 Kg/cm²
TEMPERATURA DE DISEÑO		155° c
PRESIÓN DE DISEÑO		4,07 Kg/cm²
MARGEN DE CORROSIÓN		2,5 mm.
ESPECIF. DE MATERIAL COL		SA-240 Gr. 316
ESPECIF. DE AISLAMIENTO		COLCHA DE FIBRA DE VIDRIO
ESPESOR DE AISLAMIENTO		114 mm.
LISTA DE TUBULADORAS		
SÍMBOLO	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN
A	1	ALIMENTACIÓN
AH	1	ACCESO DE HOMBRE
B	1	PRODUCTO DE COLAS
BH1-BH3	3	BOCA DE HOMBRE
C	1	PRODUCTO DE CABEZA
D	1	REALIMENTACIÓN CALDERÍN
E	1	REFLUJO
F	1	VENTEO
G	2	VENTILACIÓN
H1-H2	3	TERMOPAR
I1	1	MEDIDOR DE NIVEL
NOTAS GENERALES		
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.		
2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTÍNUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO.		
3.- LOS CORDONES DE SOLDADURA SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADORAS NI CON LOS SOPORTES.		
4.- INCLUYE ESCALERA VERTICAL CON JAULA DE PROTECCIÓN.		
5.- VER DETALLES DE PLATOS PERFORADOS EN PLANO Nº 3.		
6.- VER DETALLES DE FONDO TORIESFÉRICO TIPO KLOPER EN PLANO Nº 4.		

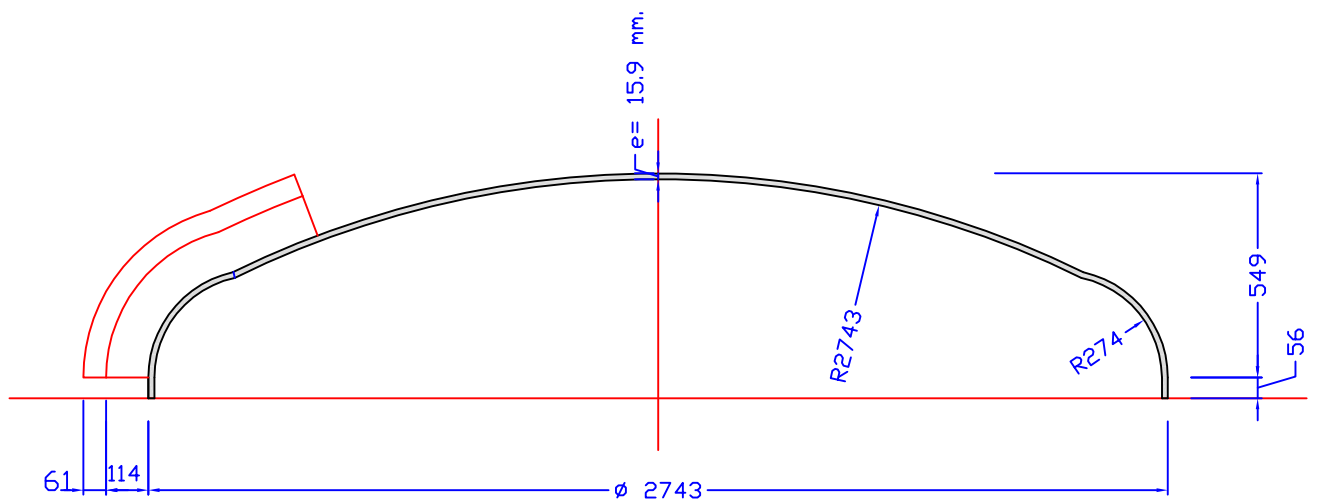
REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 6	COLUMNA DE RECTIFICACIÓN
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/100	



DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	ASME VIII Div. 1
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	LA DE LA COLUMNA
PRESIÓN DE OPERACIÓN	2,07 Kg/cm ²
TEMPERATURA DE DISEÑO	LA DE LA COLUMNA
PRESIÓN DE DISEÑO	4,07 Kg/cm ²
ESPECIF. DE MATERIAL PLATO	SA-240 Gr. 316
NOTAS GENERALES	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.	

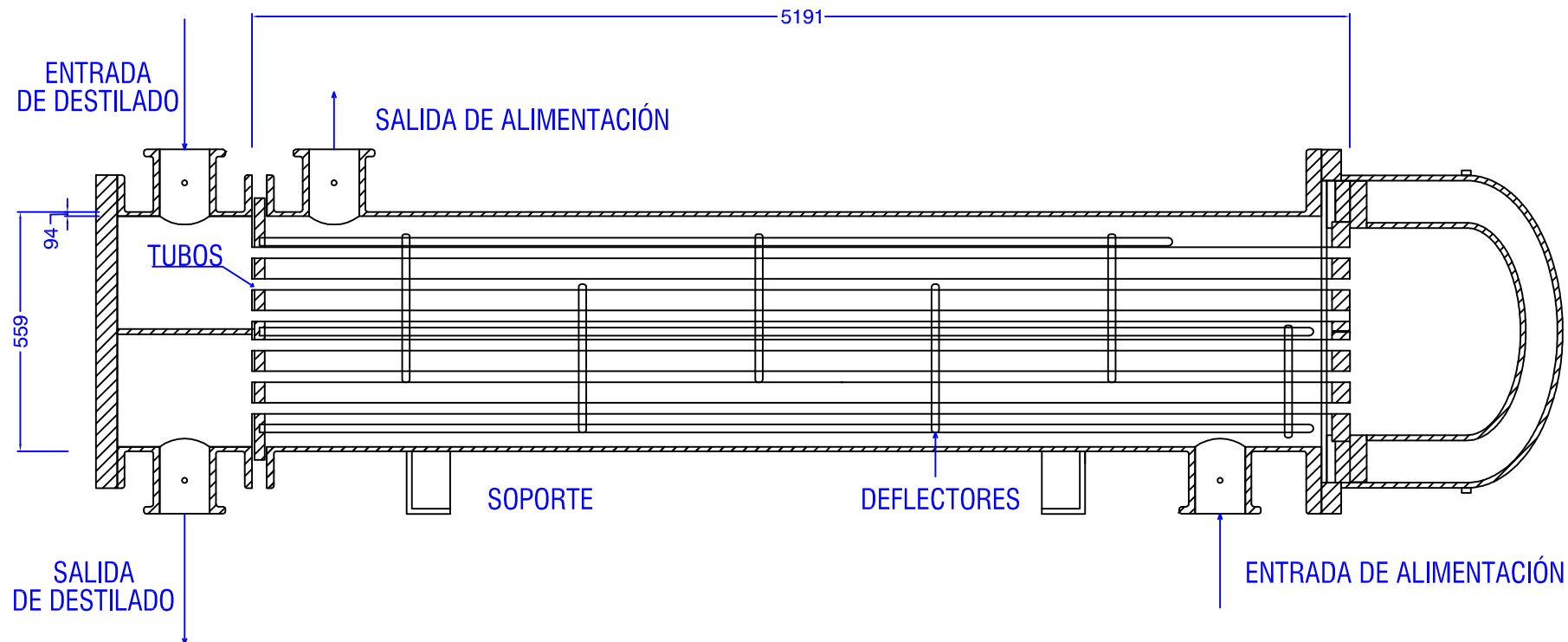


REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO N° 7	PLATOS PERFORADOS DE LA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/20	



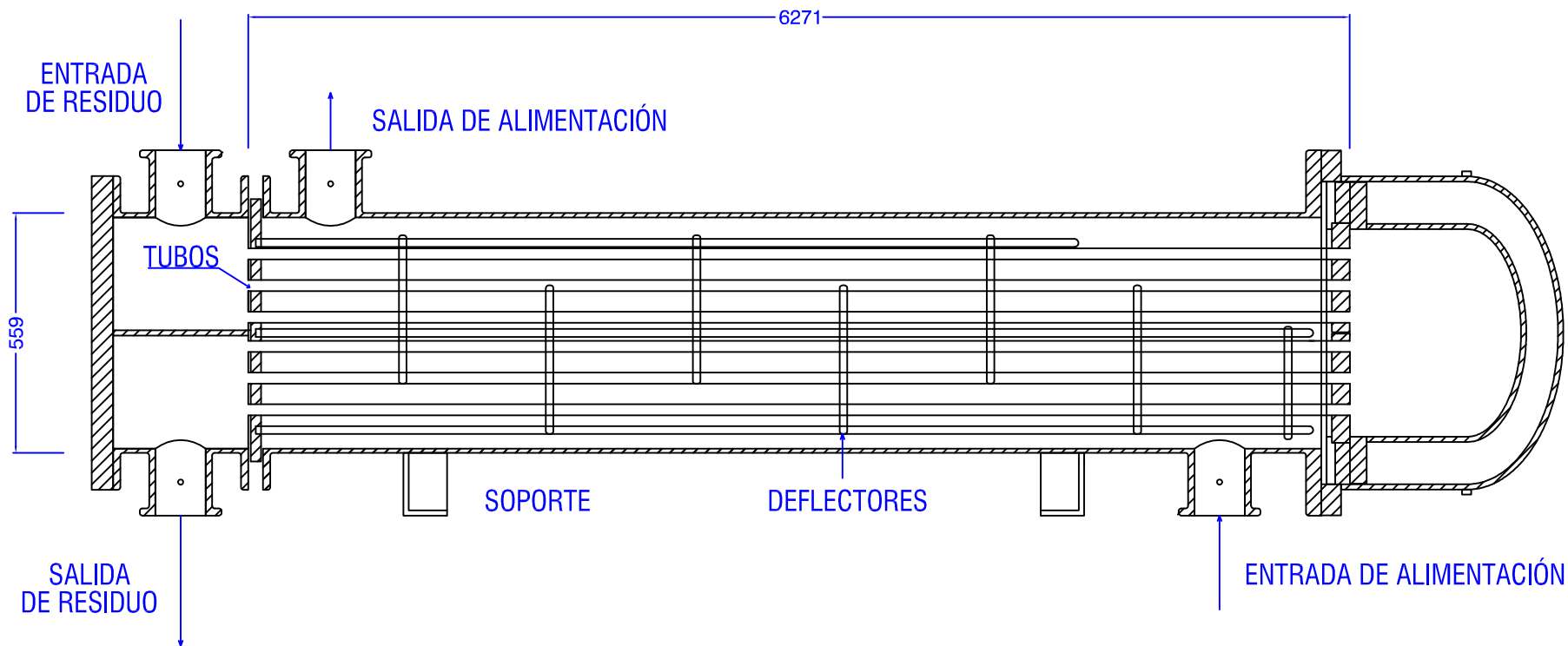
DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	ASME VIII Div. 1
ESPESOR COMERCIAL	SI
AISLAMIENTO	SI
ACABADO	SI
PRESIÓN DE OPERACIÓN	2,07 Kg/cm ²
TEMPERATURA DE DISEÑO	155° c
PRESIÓN DE DISEÑO	4,06 Kg/cm ²
MARGEN DE CORROSIÓN	2,5 mm.
ESPECIF. DE MATERIAL COL.	SA-240 Gr. 316
ESPECIF. DE AISLAMIENTO	COLCHA DE FIBRA DE VIDRIO
NOTAS GENERALES	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.	
2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTÍNUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO.	

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 8	FONDO TORIESFÉRICO TIPO KLOPPER
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/20	



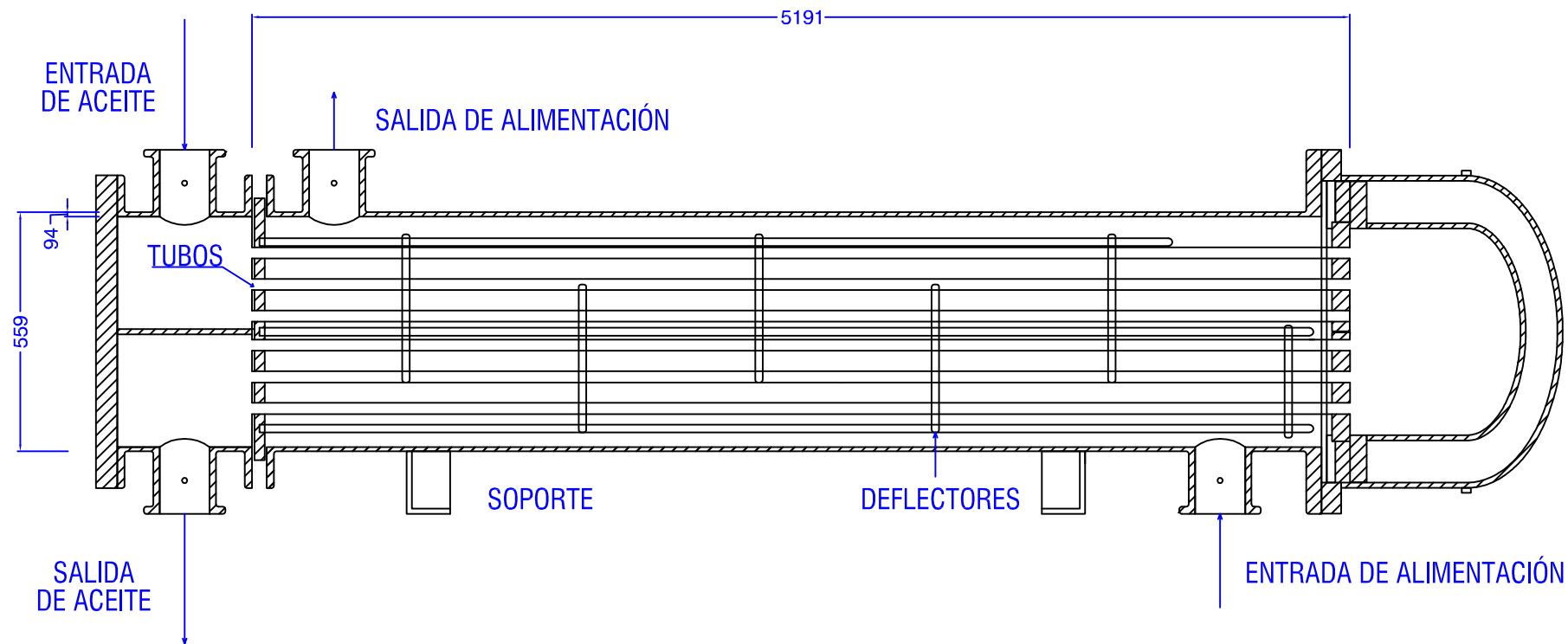
ESPECIFICACIONES GENERALES					
INTERCAMBIADOR	ICF/D	TUBOS		DEFLECTORES TRANSVERSALES	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	SA-106 GR.B	Nº DEFLECTORES	8
DESIGNACIÓN	TIPO AES	DISPOSICIÓN	CUADRADA	SOPORTE	
POSICIÓN	HORIZONTAL	Nº TUBOS	52	TIPO	SILLETAS
CARCASA		Nº PASOS	2	MATERIAL	SA- 283 GR.C
MATERIAL	SA-283 GR.C	ÁREA (m²)	16,15	AISLAMIENTO	
Nº PASOS	1			MATERIAL	COLCHA DE VIDRIO
CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.					

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 9	INTERCAMBIADOR DE CALOR ICF/D
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



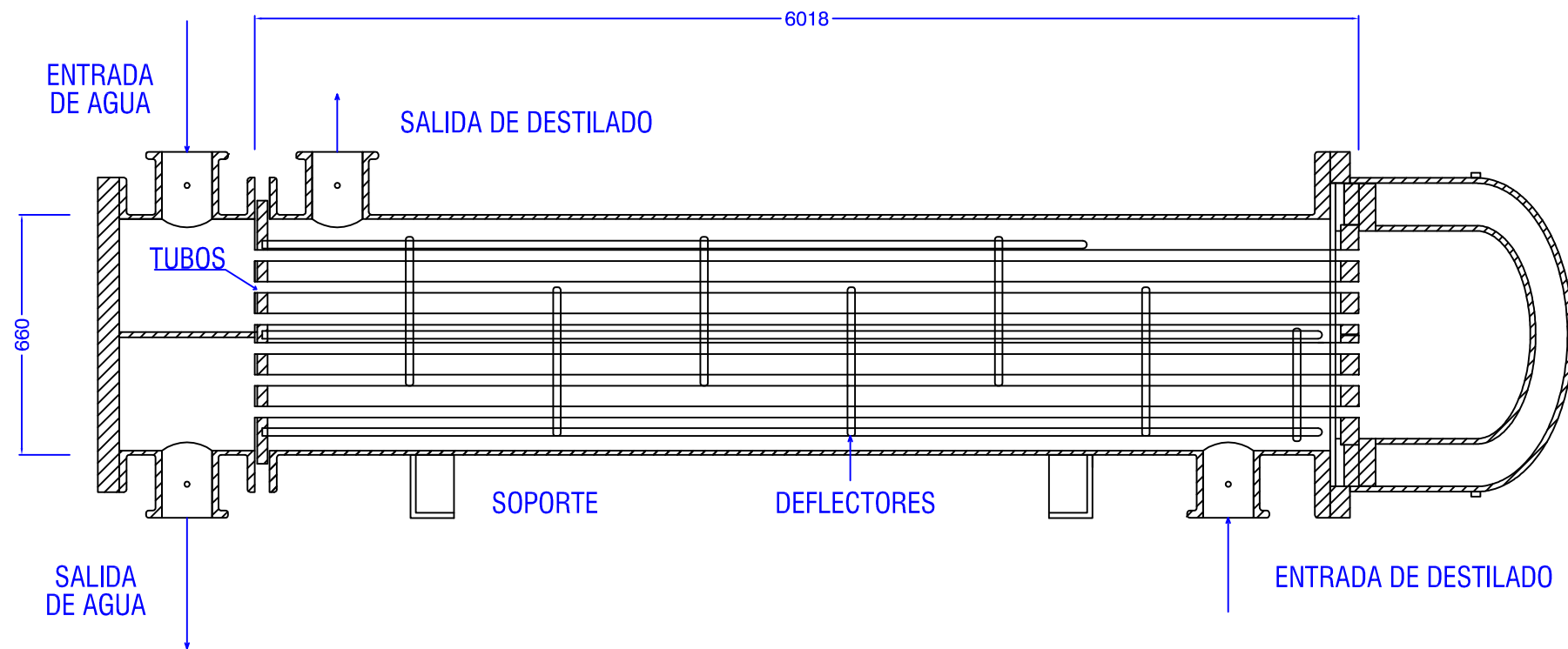
ESPECIFICACIONES GENERALES					
INTERCAMBIADOR	ICF/W	TUBOS		DEFLECTORES TRANSVERSALES	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	SA-106 GR.B	Nº DEFLECTORES	8
DESIGNACIÓN	TIPO AES	DISPOSICIÓN	CUADRADA	SOPORTE	
POSICIÓN	HORIZONTAL	Nº TUBOS	76	TIPO	SILLETAS
CARCASA		Nº PASOS	2	MATERIAL	SA- 283 GR.C
MATERIAL	SA-283 GR.C	ÁREA (m²)	28,52	AISLAMIENTO	
Nº PASOS	1			MATERIAL	COLCHA DE VIDRIO
CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.					

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 10	INTERCAMBIADOR DE CALOR ICF/W
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



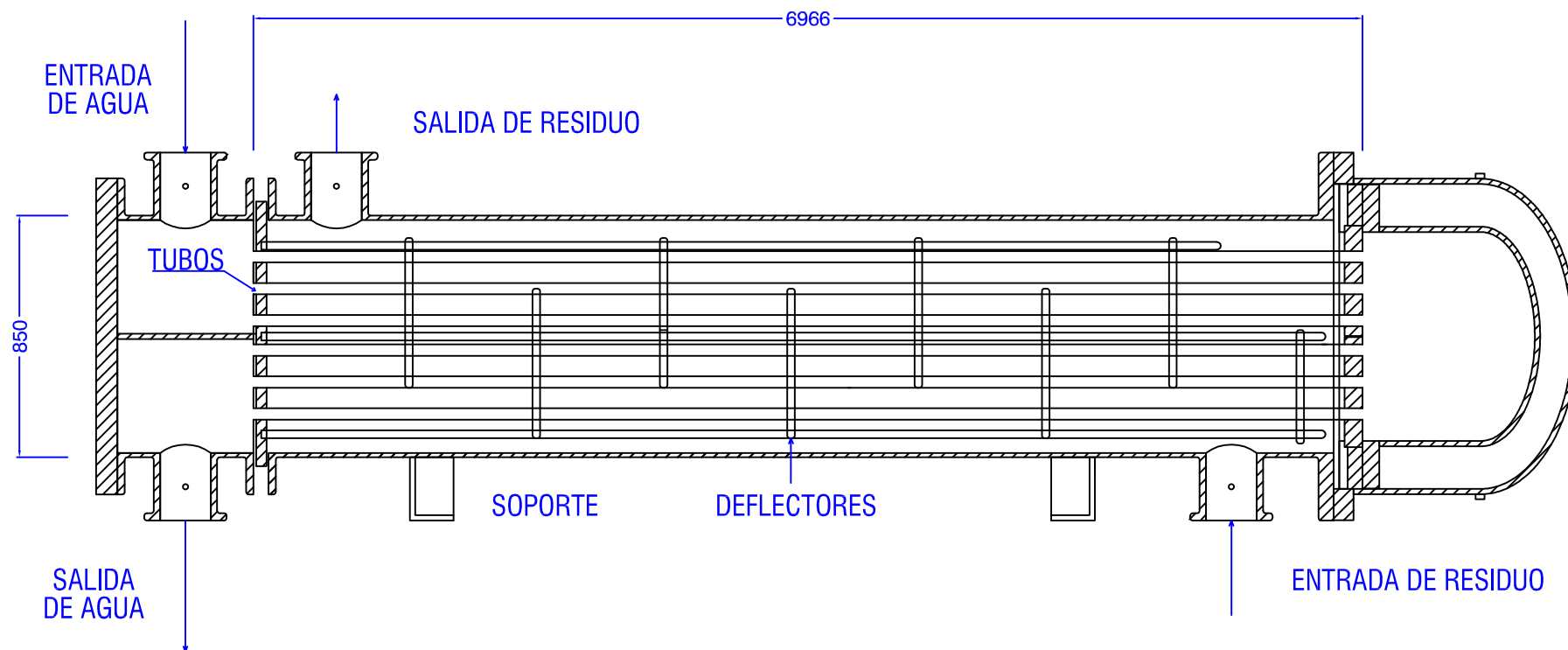
ESPECIFICACIONES GENERALES					
INTERCAMBIADOR	ICF/O	TUBOS		DEFLECTORES TRANSVERSALES	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	SA-106 GR.B	Nº DEFLECTORES	8
DESIGNACIÓN	TIPO AES	DISPOSICIÓN	CUADRADA	SOPORTE	
POSICIÓN	HORIZONTAL	Nº TUBOS	26	TIPO	SILLETAS
CARCASA		Nº PASOS	2	MATERIAL	SA- 283 GR.C
MATERIAL	SA-283 GR.C	ÁREA (m ²)	6,38	AISLAMIENTO	
Nº PASOS	1			MATERIAL	COLCHA DE VIDRIO
CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.					

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 11	PRECALENTADOR DE ACEITE ICF/O
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



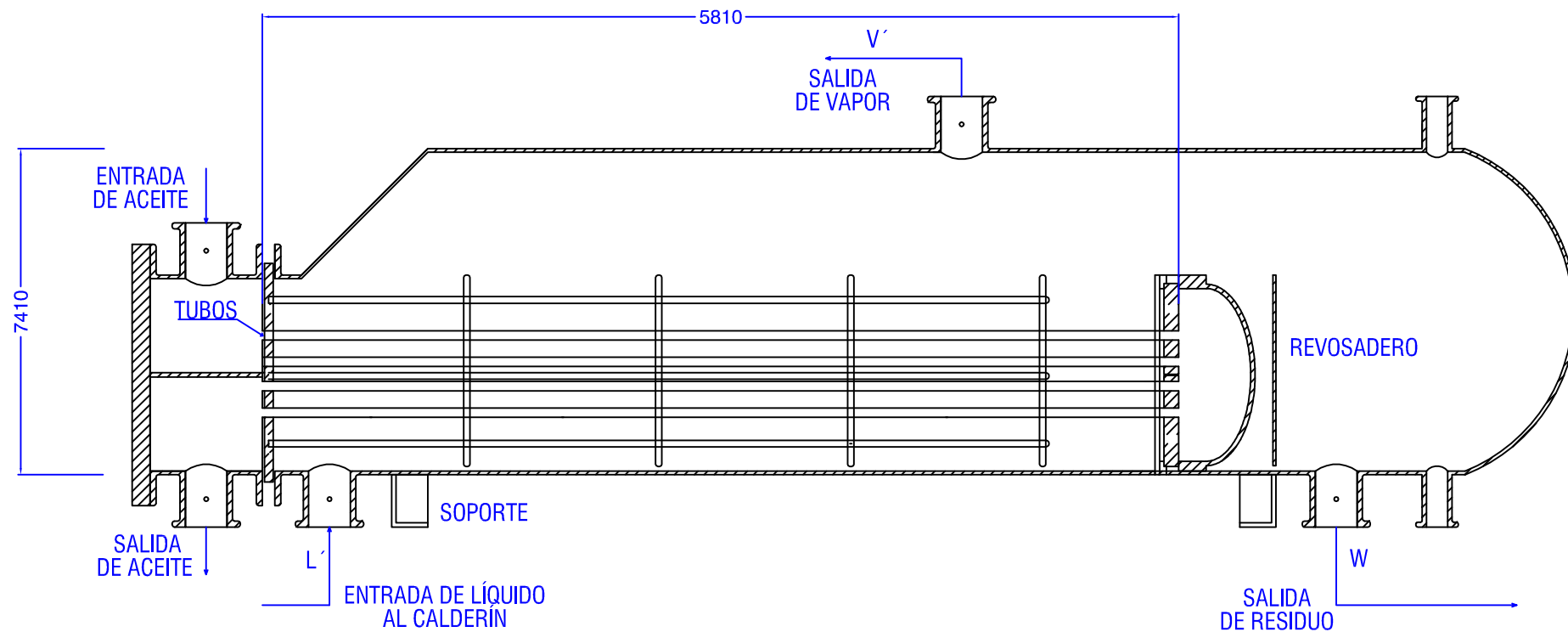
ESPECIFICACIONES GENERALES					
INTERCAMBIADOR	ICWA/D	TUBOS		DEFLECTORES TRANSVERSALES	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	SA-106 GR.B	Nº DEFLECTORES	8
DESIGNACIÓN	TIPO AES	DISPOSICIÓN	CUADRADA	SOPORTE	
POSICIÓN	HORIZONTAL	Nº TUBOS	270	TIPO	SILLETAS
CARCASA		Nº PASOS	2	MATERIAL	SA- 283 GR.C
MATERIAL	SA-283 GR.C	ÁREA (m²)	97,24	AISLAMIENTO	
Nº PASOS	1			MATERIAL	COLCHA DE VIDRIO
CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.					

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 12	ENFRIADOR DE AGUA ICWA/D
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



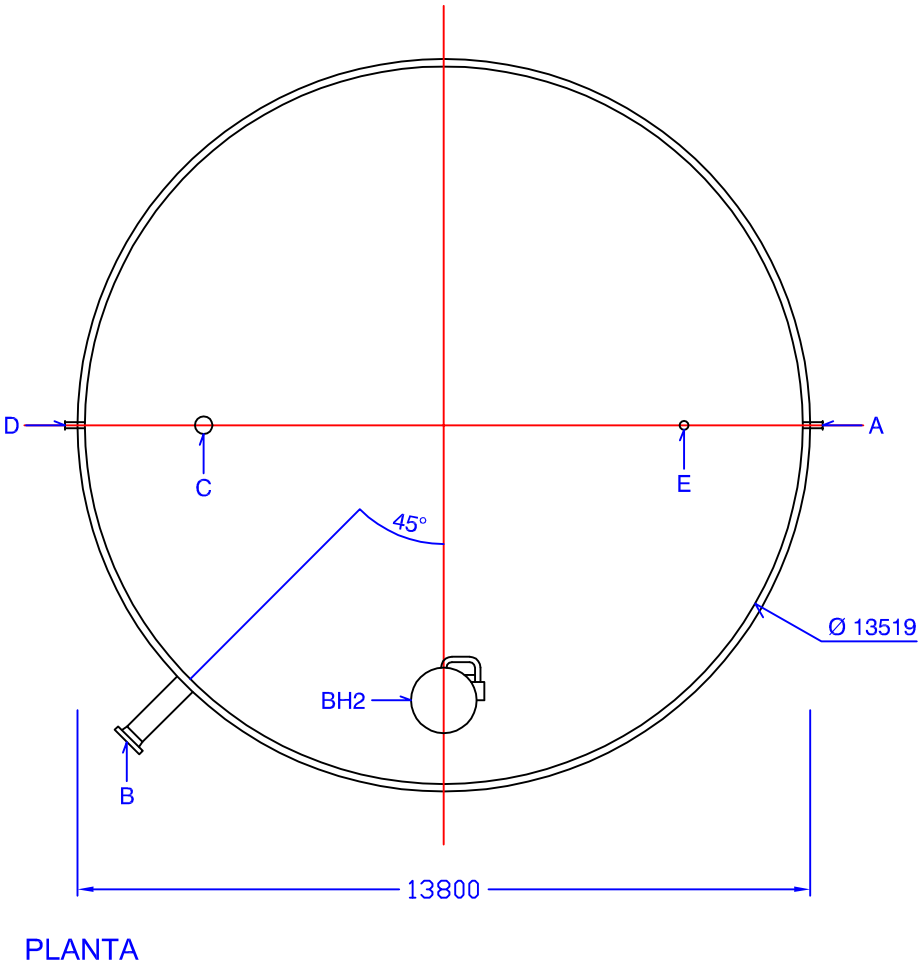
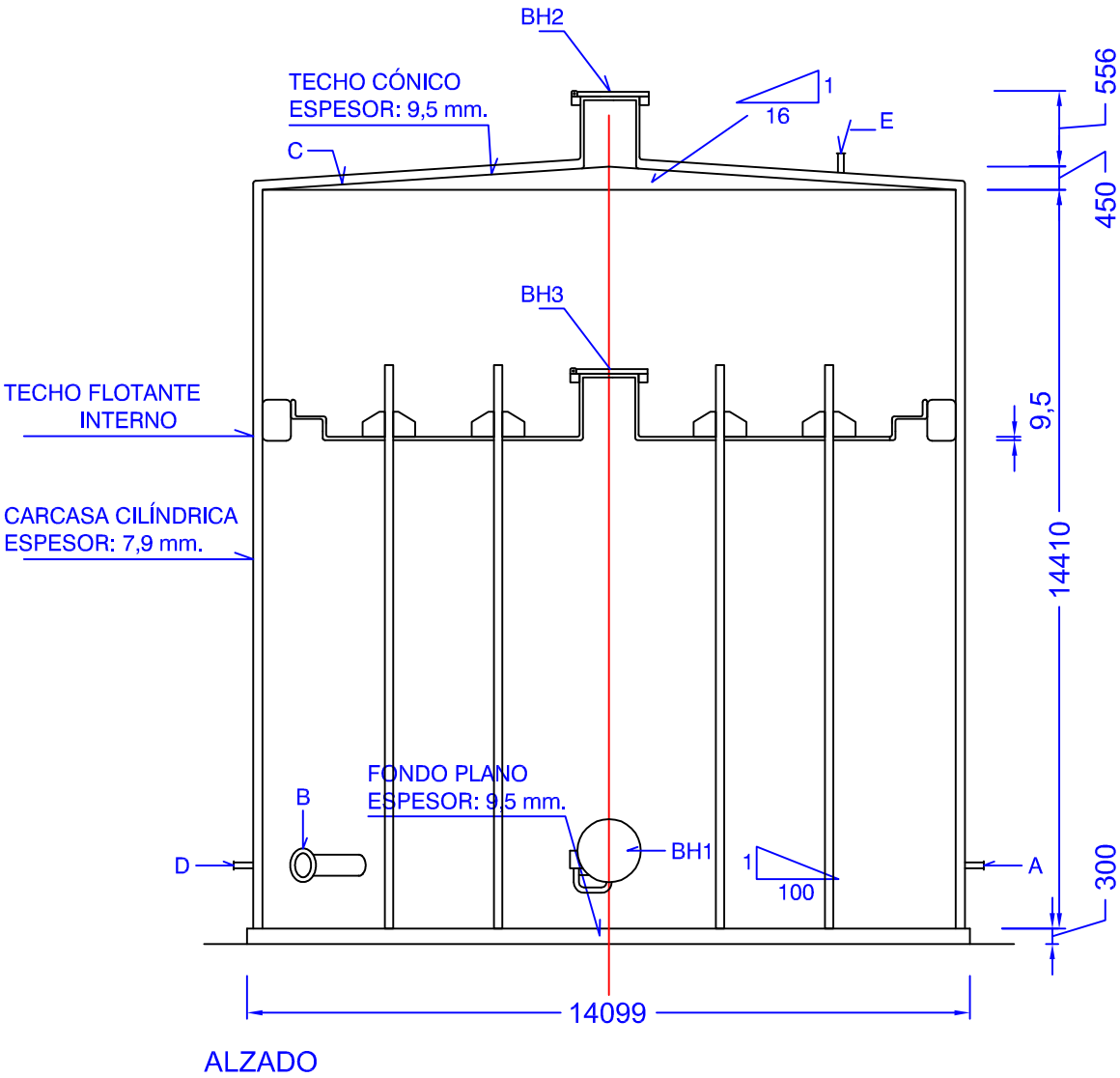
ESPECIFICACIONES GENERALES					
INTERCAMBIADOR	ICWA/W	TUBOS		DEFLECTORES TRANSVERSALES	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	SA-106 GR.B	Nº DEFLECTORES	8
DESIGNACIÓN	TIPO AES	DISPOSICIÓN	CUADRADA	SOPORTE	
POSICIÓN	HORIZONTAL	Nº TUBOS	526	TIPO	SILLETAS
CARCASA		Nº PASOS	2	MATERIAL	SA- 283 GR,C
MATERIAL	SA-283 GR.C	ÁREA (m²)	219,28	AISLAMIENTO	
Nº PASOS	1			MATERIAL	COLCHA DE VIDRIO
CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.					

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 13	ENFRIADOR DE AGUA ICWA/W
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	



ESPECIFICACIONES GENERALES			
CALDERÍN	C	AISLAMIENTO	
CÓDIGO	TEMA R	MATERIAL	COLCHA DE FIBRA DE VIDRIO
DESIGNACIÓN	TIPO AKT/KETTLE	ESPESOR (mm)	102
POSICIÓN	HORIZONTAL	TUBOS	
CARCASA		MATERIAL	SA-106 GR.B
MATERIAL	SA-283 GR.C	DISPOSICIÓN	CUADRADA
Nº PASOS	1	Nº TUBOS	26
DIÁMETRO INTERIOR INFERIOR (m)	0,20	Nº PASOS	2
DIÁMETRO INTERIOR SUPERIOR (m)	0,33	ÁREA (m²)	9,04
ESPESOR (mm)	7,5	DIÁMETRO EXTERNO (mm)	19,05
SOPORTE		ESPESOR (mm)	2,1
TIPO	HORIZONTAL	LONGITUD (m)	5,8
MATERIAL	SA-283 GR.C	PITCH (mm)	25,4

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 14	CALDERIN
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	

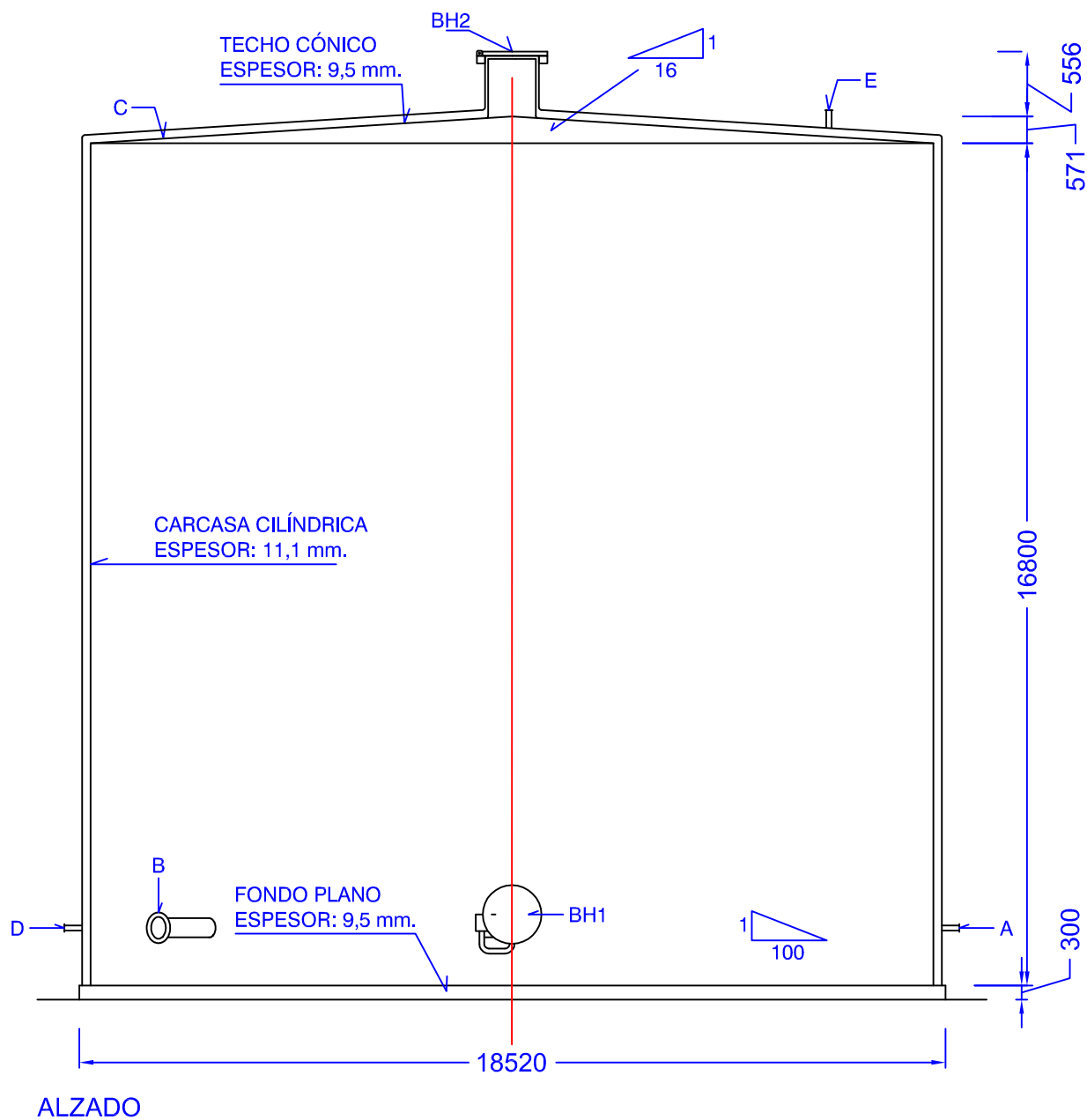


DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	API 650
AISLAMIENTO	NO
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	
PRESIÓN DE OPERACIÓN	1 atm
TEMPERATURA DE DISEÑO	57,8°C
PRESIÓN DE DISEÑO	4,2 atm
MARGEN DE CORROSIÓN	2,5 mm.
ESPECIF. DE MATERIAL COL	SA-240 Gr. 316

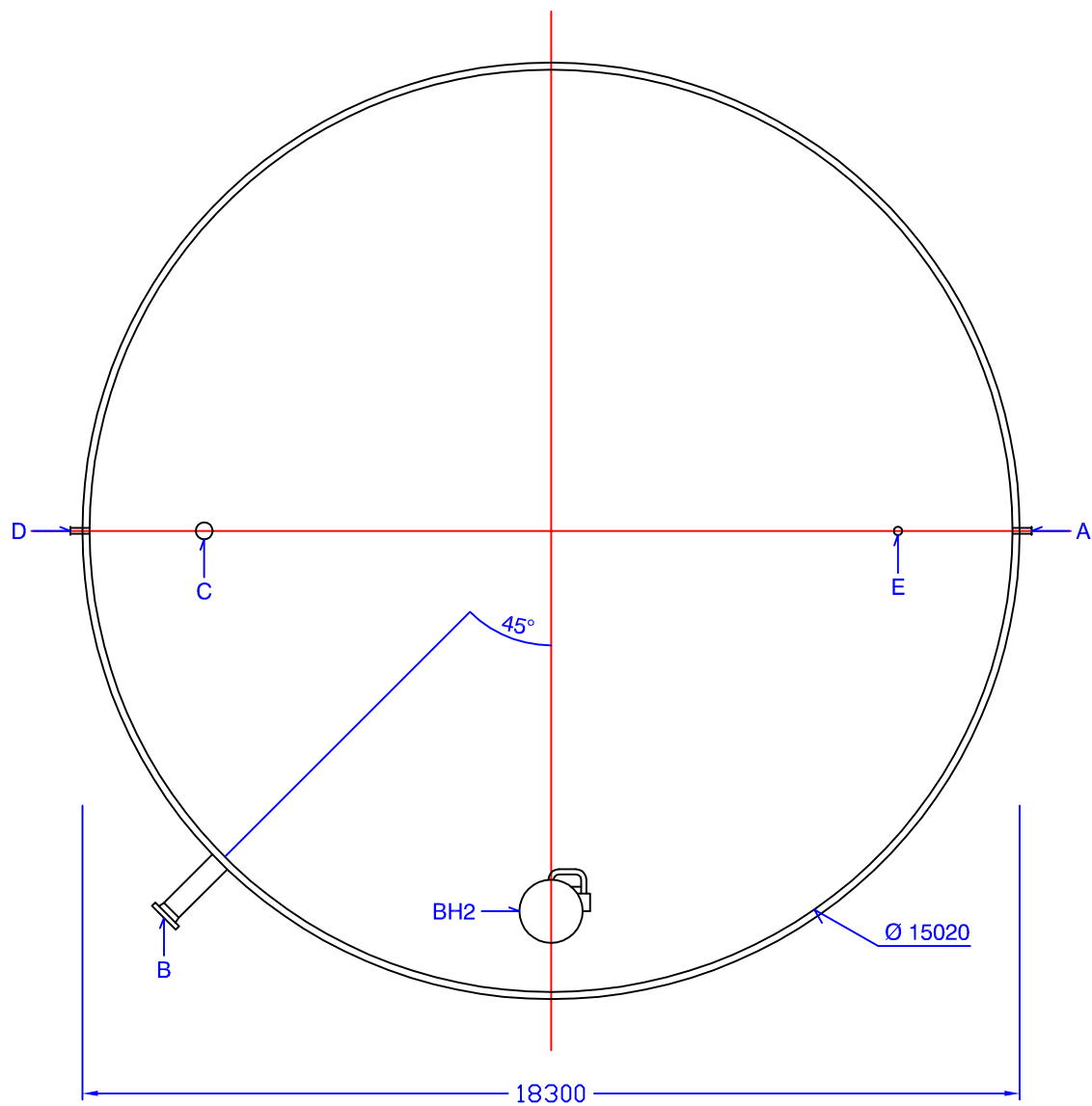
LISTA DE TUBULADURAS		
CARCASA CILÍNDRICA		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
A	1	ENTRADA
B	1	SALIDA
BH1-3	1	BOCA DE HOMBRE
D	1	TERMOPAR
F	1	DRENAJE
FONDO CÓNICO		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
BH2	1	BOCA DE HOMBRE
C	1	VÁLVULA DE PRESIÓN - VACÍO
E	1	MEDIDOR DE NIVEL

NOTAS GENERALES
1.- CUANDO NO SE EXPRESEN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.
2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTÍNUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO.
3.- LOS CORDONES DE SOLDADURA SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA, QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS, NI CON LOS SOPORTES.
4.- INCLUYE ESCALERA HELICOIDAL CON BARANDILLA Y PLATAFORMA EN EL TECHO, ASÍ COMO LA ESTRUCTURA INTERNA DEL SOPORTE.
5.- TECHO FIJO SOPORTADO.

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 15	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DAD
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/200	



ALZADO



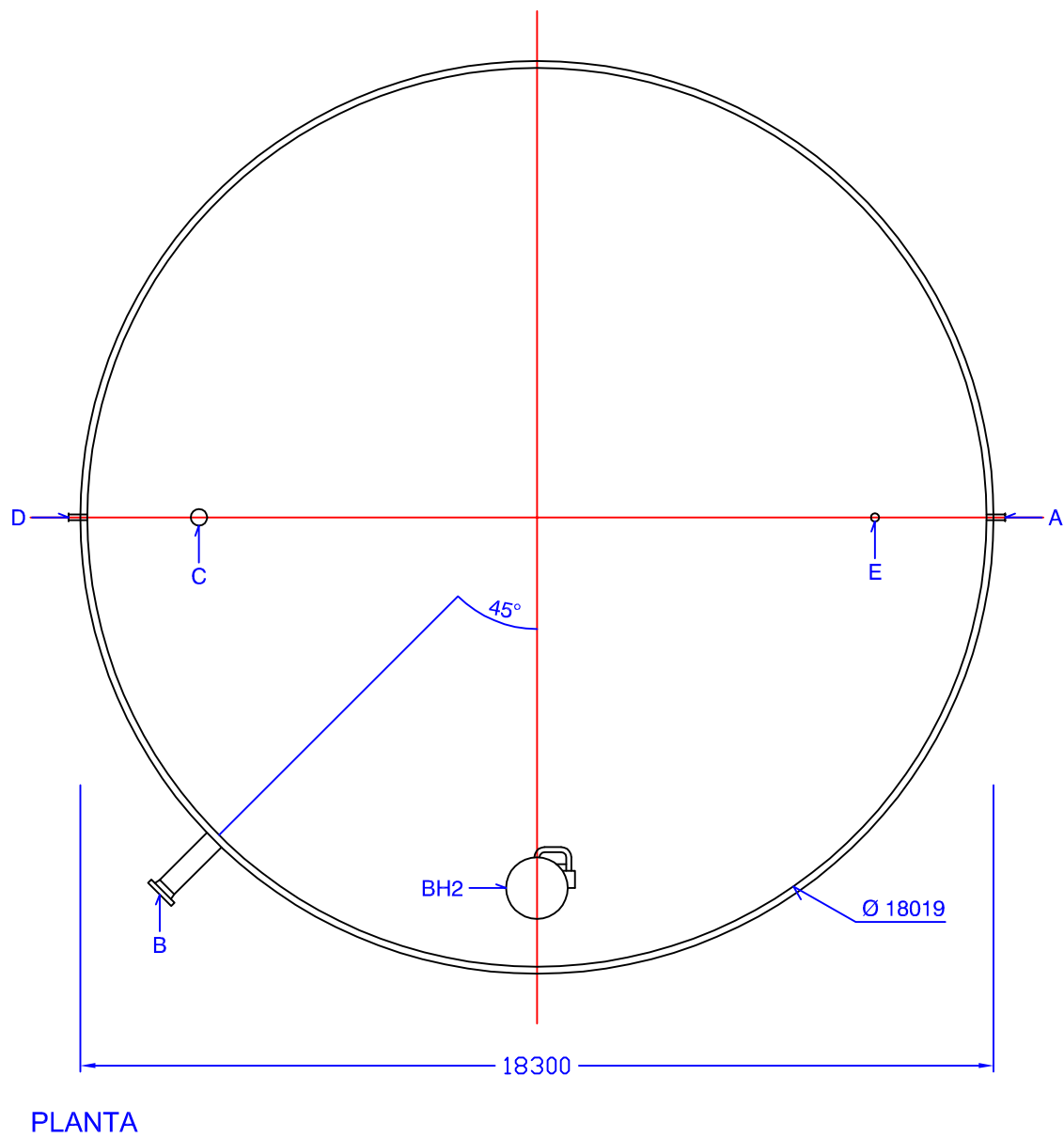
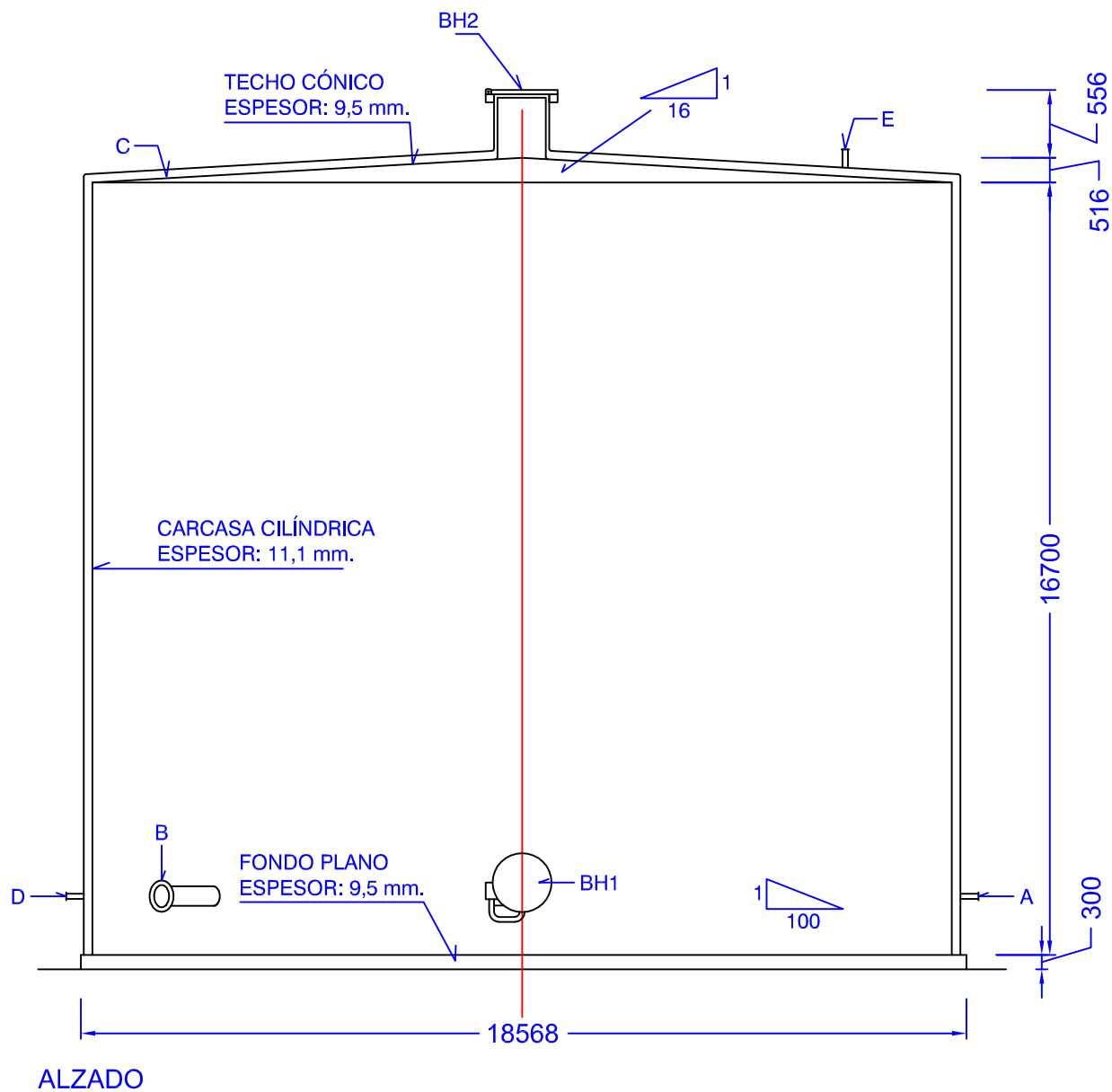
PLANTA

DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	API 650
AISLAMIENTO	NO
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	18° C
PRESIÓN DE OPERACIÓN	1 atm
TEMPERATURA DE DISEÑO	57,8° C
PRESIÓN DE DISEÑO	4,2 atm
MARGEN DE CORROSIÓN	2,5 mm.
ESPECIF. DE MATERIAL COL	SA-240 Gr. 316

LISTA DE TUBULADURAS		
CARCASA CILÍNDRICA		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
A	1	ENTRADA
B	1	SALIDA
BH1	1	BOCA DE HOMBRE
D	1	TERMOPAR
F	1	DRENAJE
FONDO CÓNICO		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
BH2	1	BOCA DE HOMBRE
C	1	VÁLVULA DE PRESIÓN - VACÍO
E	1	MEDIDOR DE NIVEL

NOTAS GENERALES	
1.- CUANDO NO SE EXPRESEN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.	
2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTÍNUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO.	
3.- LOS CORDONES DE SOLDADURA SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA, QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS, NI CON LOS SOPORTES.	
4.- INCLUYE ESCALERA HELICOIDAL CON BARANDILLA Y PLATAFORMA EN EL TECHO, ASÍ COMO LA ESTRUCTURA INTERNA DEL SOPORTE.	
5.- TECHO FIJO SOPORTADO.	

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 16	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DAW
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/200	

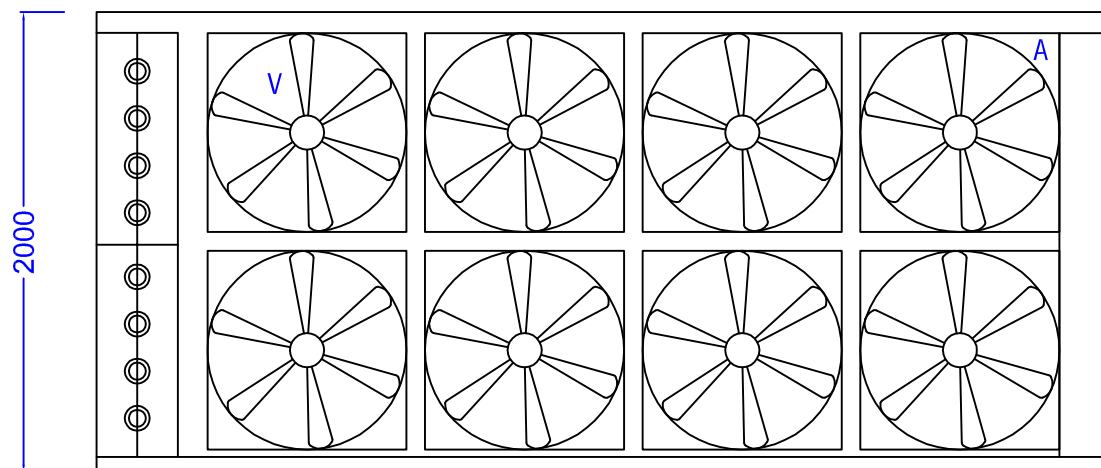
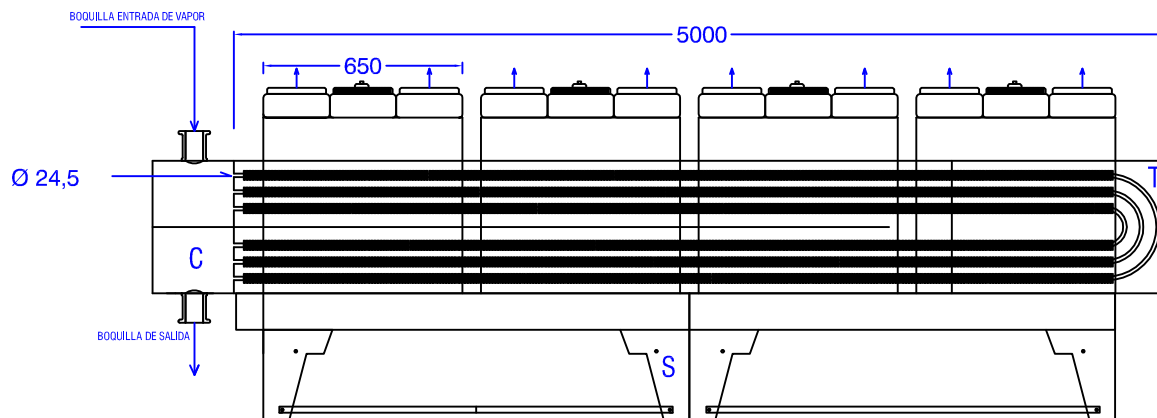


DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	API 650
AISLAMIENTO	NO
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	20°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN	1 atm
TEMPERATURA DE DISEÑO	57,8°C
PRESIÓN DE DISEÑO	4,2 atm
MARGEN DE CORROSIÓN	2,5 mm.
ESPECIF. DE MATERIAL COL	SA-240 Gr. 316

LISTA DE TUBULADURAS		
CARCASA CILÍNDRICA		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
A	1	ENTRADA
B	1	SALIDA
BH1	1	BOCA DE HOMBRE
D	1	TERMOPAR
F	1	DRENAJE
FONDO CÓNICO		
SIMB.	CANT.	DESCRIPCIÓN
BH2	1	BOCA DE HOMBRE
C	1	VÁLVULA DE PRESIÓN - VACÍO
E	1	MEDIDOR DE NIVEL

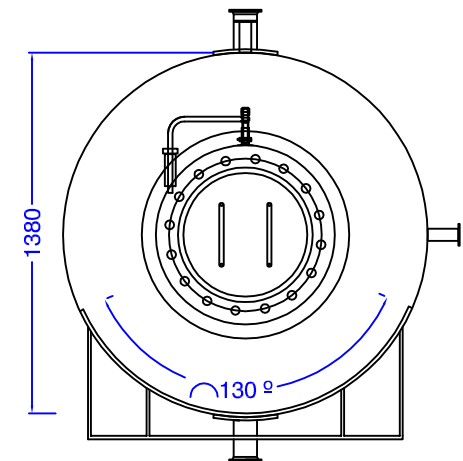
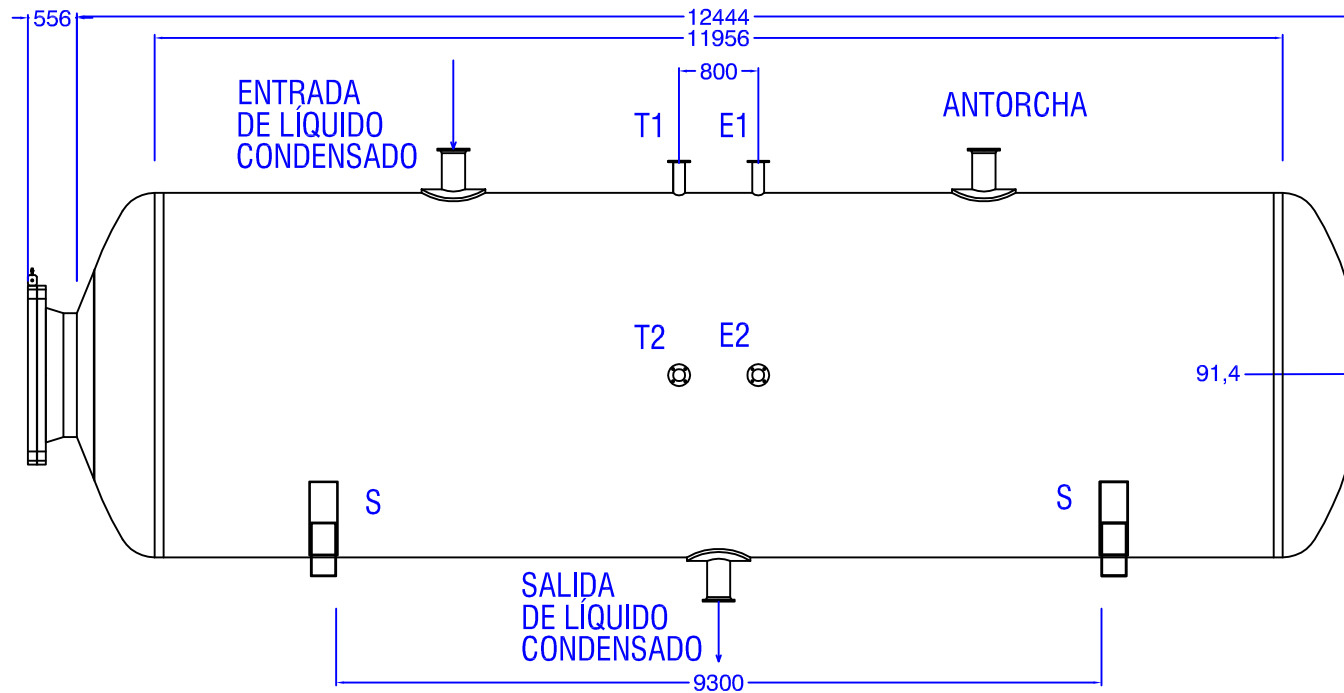
NOTAS GENERALES
1.- CUANDO NO SE EXPRESEN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm.
2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTÍNUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO.
3.- LOS CORDONES DE SOLDADURA SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA, QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS, NI CON LOS SOPORTES.
4.- INCLUYE ESCALERA HELICOIDAL CON BARANDILLA Y PLATAFORMA EN EL TECHO, ASÍ COMO LA ESTRUCTURA INTERNA DEL SOPORTE.
5.- TECHO FIJO SOPORTADO.

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 17	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DAF
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	1/200	



REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 18	AERORREFRIGERANTE
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	

DATOS DEL DISEÑO	
CÓDIGO	API 661
AISLAMIENTO	NO
TEMPERATURA ENTRADA AIRE (°C)	25
TEMPERATURA SALIDA AIRE (°C)	33
TEMPERATURA ENTRADA VAPOR (°C)	89,86
Tª SALIDA DESTILADO (°C)	74,39
MARGEN DE CORROSIÓN (mm)	2,5
ESPECIF. DE MATERIAL TUBOS	SA-106 Gr. B.
Nº TUBOS/UNIDAD	22
DISPOSICIÓN DE TUBOS	TRESBOLILLO
LONGITUD DE TUBOS (mm)	9200
MATERIAL DE ALETAS	ALUMINIO
Nº ALETAS/TUBO	2880
ALTURA DE ALETAS (mm)	6.35
PRESIÓN DE OPERACIÓN (atm)	2,2
ÁREA (m ²)	982,2
SIMBOLOGÍA	
VENTILADOR	V
TUBOS	T
CABEZAL	C
ANILLO DE VENTILADOR	A
SOPORTE	S



ESPECIFICACIONES GENERALES				SIMBOLOGÍA				
DEPÓSITO	ARF	Tª DISEÑO (°)	94,79	SIMB.	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	DN	SCH
CÓDIGO	ASME B31.3	Tª OPERACIÓN (°)	74,79	T1-T2	TOMA MUESTRA	1	2"	
MATERIAL	SA-283 Gr.C	PRESIÓN DISEÑO (atm)	4,2	E1-E2	TOMA MUESTRA	1	2"	
POSICIÓN	HORIZONTAL	PRESIÓN OP. (atm)	2	BH-1	BOCA DE HOMBRE	1	20"	10S
VOLUMEN (m³)	14,3	MATERIAL AISLAMIENTO	FIBRA DE VIDRIO	S	SILLETAS	2		
ESPESOR (mm)	80,8	ESP. AISLAMIENTO (mm)	76					
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO LAS UNIDADES, SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN mm. 2.- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS, EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO. 3.- LOS CORDONES DE SOLDADURA SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES.								

REALIZADO POR	ALEJANDRO ALCONCHEL MONTES	PLANO Nº 19	ACUMULADOR DE REFLUJO ARF
FIRMA		ESCALA:	
FECHA	06/03/2015	S/E	

